

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ

ХАРКІВСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ

МІСЬКОГО ГОСПОДАРСТВА

І.М.Єріна

**МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ**  
**ДЛЯ ВИКОНАННЯ КУРСОВОЇ РОБОТИ**  
**З ДИСЦИПЛІНИ „ТЕХНОЛОГІЯ ОЧИСТКИ ВОДНО-**  
**ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ”**

**МОДУЛЬ 1**  
**"ТЕХНОЛОГІЯ ОЧИСТКИ ПРИРОДНИХ ВОД"**

*(для студентів 4 курсу усіх форм  
навчання напрямку 0926-«Водні ресурси» спеціальності 6.092600-  
«Водопостачання та водовідведення»)*

Методичні вказівки для виконання курсової роботи з дисципліни „Технологія очистки водно-дисперсних систем”. Модуль 1 "Технологія очистки природних вод" (для студентів 4 курсу усіх форм навчання напряму 0926-«Водні ресурси» спеціальності 6.092600-«Водопостачання та водовідведення») / Укл.: Єріна І.М. – Харків: ХНАМГ, 2008. – 55 с.

Укладач: І.М. Єріна

Рецензент: к.т.н., доц. В.О.Ткачов

Рекомендовано кафедрою водопостачання, водовідведення та очистки вод, протокол № 1 від 30.08.2007 р.

## ЗМІСТ

	Стор.
Вступні зауваження.....	4
Послідовність виконання проекту.....	4
Завдання до курсового проекту.....	5
1. Оцінка якості природної води.....	6
2. Вибір схеми очищення споруд.....	8
3. Визначення повної продуктивності станції.....	9
4. Побудова висотної схеми.....	10
5. Визначення розрахункових доз реагентів.....	11
5.1 Визначення розрахункової дози коагулянта.....	11
5.2 Визначення розрахункової дози луку.....	12
5.3 Визначення розрахункової дози фтору.....	15
5.4 Визначення розрахункової дози ПАА.....	16
6. Реагентне господарство.....	16
6.1 Схема приготування коагулянта.....	16
6.2 Схема приготування ПАА.....	20
6.3 Схема приготування вапняного молока.....	22
7. Хлорування та знезаражування води.....	26
8. Складання балансової схеми витрат води по водоочисних спорудах.....	27
9. Розрахунок контактних освітлювачів.....	30
9.1 Визначення площі контактних освітлювачів.....	30
9.2 Розрахунок безгравійної трубчастої розподільної системи.....	32
9.3 Визначення кількості води, що витрачається на промивання.....	33
9.4 Розрахунок повітряної розподільної системи.....	34
10. Споруди повторного використання промивних вод.....	36
10.1 Розрахунок пісколовки.....	36
10.2 Розрахунок резервуара -усереднювача.....	37
11. Розрахунок барабанної сітки.....	39
12. Розрахунок вертикального змішувача.....	40
13. Розрахунок резервуара чистої води.....	43
Додаток 1.....	46
Список літератури.....	55

## **Вступні зауваження**

При вивченні дисциплін основного фаху особлива роль відводиться самостійній роботі студентів у формі курсової роботи. Її метою є закріплення теоретичних знань і розвиток навичок самостійного вирішення практичних завдань.

Ці вказівки містять приклад розрахунку й проектування споруд очистки річкових вод для господарсько-питного призначення міста.

Методика розрахунку ґрунтується на рекомендаціях СНиП 2.04.02 – 84. «Водоснабжение. Наружные сети и сооружения» [1] і вітчизняному досвіді експлуатації очисних споруд водопостачання.

Видання призначено для студентів спеціальності 6.092600 – “Водопостачання та водовідведення”

При виконанні курсового проекту треба дати оцінку якості природної води, зробити вибір технологічної схеми очищення річкової води, побудувати висотну схему очисних споруд, визначити повну продуктивність станції, визначити розрахункові дози реагентів й навести схеми їх приготування, скласти балансову схему витрат води по водоочисних спорудах, зробити розрахунок контактних освітлювачів, барабанних сіток, змішувача, резервуара чистої води і споруд повторного використання промивних вод, зробити креслення контактного освітлювача – плани понизу й поверху, розрізи поздовжній і поперечний.

## **Послідовність виконання проекту**

1. Оцінка якості природної води.
2. Вибір схеми очищення споруд.
3. Визначення повної продуктивності станції.
4. Побудова висотної схеми.
5. Визначення розрахункових доз реагентів.
  - 5.1 Визначення розрахункової дози коагулянта.
  - 5.2 Визначення розрахункової дози луґу.
  - 5.3 Визначення розрахункової дози фтору.
  - 5.4 Визначення розрахункової дози ПАА.
6. Реагентне господарство.
  - 6.1 Схема приготування коагулянта.
  - 6.2 Схема приготування ПАА.
  - 6.3 Схема приготування вапняного молока.
7. Хлорування і знезаражування води.
8. Складання балансової схеми витрат води по водоочисних спорудах.
9. Розрахунок контактних освітлювачів.
  - 9.1 Визначення площі контактних освітлювачів.
  - 9.2 Розрахунок безгравійної трубчастої розподільної системи.
  - 9.3 Визначення кількості води, що витрачається на промивання.
  - 9.4 Розрахунок повітряної розподільної системи.

10. Споруди повторного використання промивних вод.
  - 10.1. Розрахунок пісколовки.
  - 10.2. Розрахунок резервуара - усереднювача.
11. Розрахунок барабанної сітки.
12. Розрахунок вертикального змішувача.
13. Розрахунок резервуара чистої води.

### **Завдання до курсового проекту**

#### **“Станція господарсько-питного водопостачання”**

1. Продуктивність станції (корисна) - 108 тис. м<sup>3</sup>/добу
2. Норма водопостачання - 300 л/добу
3. Якість річкової води:

катіонів  $\text{Ca}^{2+}$  - 31 мг/л

$\text{Mg}^{2+}$  - 18 мг/л

$\text{Na}^{+}$  - 52 мг/л,

аніонів  $\text{HCO}_3^{-}$  - 174 мг/л

$\text{SO}_4^{2-}$  - 68 мг/л

$\text{Cl}^{-}$  - 36 мг/л.

каламутність – найбільша ( протягом не більше 1 місяця)-80 мг/л

кольоровість – 40-25 град. ПКШ

рН 6,6

температура - 6°C

запах і присмак – 2 бали

окислюваність перманганатна - 3,6 мг/л

вміст фториду-іону – 0,3 мг/л

## 1. Оцінка якості природної води

Вода електронейтральна, тому суми концентрації катіонів і аніонів, виражені в мг-екв/л, рівні:

$$[\text{Ca}^{2+}] + [\text{Mg}^{2+}] + [\text{Na}^+] = [\text{HCO}_3^-] + [\text{SO}_4^{2-}] + [\text{Cl}^-].$$

Для перерахунку концентрацій іонів, виражених у мг/л, в мг-екв/л, їх необхідно розділити на еквівалентну масу даної речовини:

$$\frac{\text{Ca}^{2+}}{20,04} + \frac{\text{Mg}^{2+}}{12,16} + \frac{\text{Na}^+}{23} = \frac{\text{HCO}_3^-}{61,02} + \frac{\text{SO}_4^{2-}}{48,03} + \frac{\text{Cl}^-}{35,48};$$

$$\frac{31}{20,04} + \frac{18}{12,16} + \frac{52}{23} = \frac{174}{61,02} + \frac{68}{48,03} + \frac{36}{35,48};$$

$$1,55 + 1,48 + 2,26 = 2,85 + 1,43 + 1,01;$$

$$\sum K = \sum A = 5,29.$$

Перевірити правильність аналізу можна зіставленням сум у мг-екв/л катіонів і аніонів, при цьому

$$\frac{\sum K - \sum A}{\sum K + \sum A} \times 100\% \leq 5\% ;$$

$$\frac{5,29 - 5,29}{5,29 + 5,29} \times 100\% = 0.$$

Сумарна концентрація катіонів  $\text{Ca}^{2+}$  і  $\text{Mg}^{2+}$ , виражена в мг-екв/л, визначає загальну жорсткість води:

$$J_o = \frac{\text{Ca}^{2+}}{20,04} + \frac{\text{Mg}^{2+}}{12,16} = 1,55 + 1,48 = 3,03 \frac{\text{мг} - \text{екв}}{\text{л}}.$$

Загальна лужність залежно від іонної сполуки води включає бікарбонатну, карбонатну й гідратну складові. Оскільки з перерахованих аніонів у більшості природних вод переважає аніон  $\text{HCO}_3^-$ , їхня лужність визначається концентрацією карбонатів. Але це справедливо за умови, що величина рН не перевищує 8,3.

У нашому прикладі  $pH = 6,6$ , отже при  $J_o > Щ_o$

$$[\text{HCO}_3^-] = \mathcal{K}_\kappa = \mathcal{I}\mathcal{I}_o = 2,85 \frac{\text{мг} - \text{екв}}{\text{л}},$$

$$\mathcal{K}_{\text{нк}} = \mathcal{K}_o - \mathcal{K}_\kappa = 3,03 - 2,85 = 0,18 \frac{\text{мг} - \text{екв}}{\text{л}}.$$

Результати аналізів іонної сполуки води зручно зображувати графічно у вигляді діаграми передбачуваної сполуки солей. Приклад такої діаграми наведений на рис. 1.

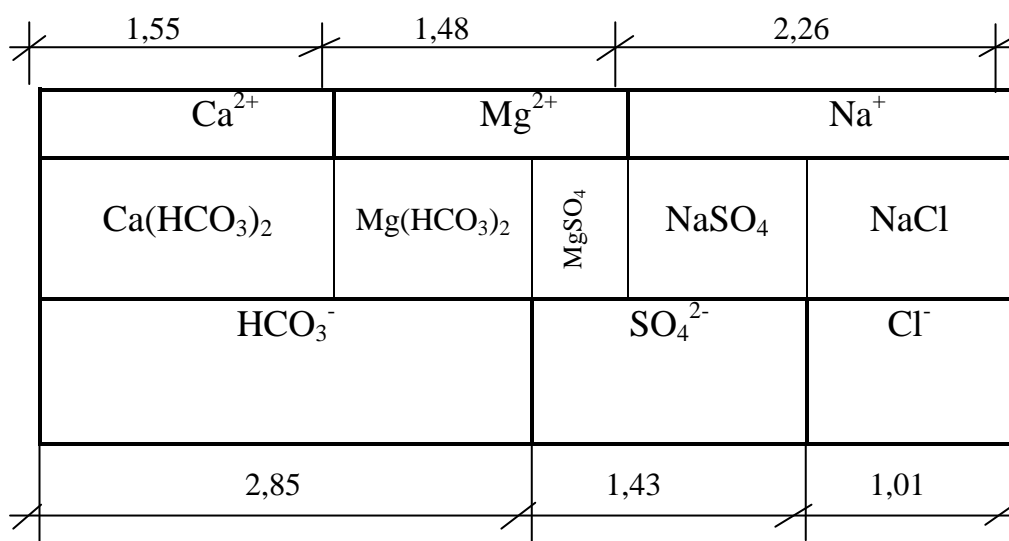


Рис. 1. – Діаграма передбачуваної сполуки солей у вихідній воді за даними аналізу(  $\sum K = \sum A = 5,29$  )

Діаграму будують у вигляді трьох рівної довжини паралельних смуг, що примикають одна до одної. На верхній смузі відкладають зліва праворуч у масштабі вміст катіонів у воді в порядку зростання основних властивостей. На нижній смузі у тому ж масштабі зліва праворуч відкладають вміст аніонів в порядку зростання кислотних властивостей.

На середній смузі за сполученнями на діаграмі катіонів й аніонів визначають передбачувану сполуку солей. Масштаб для середньої смуги у два рази менше, ніж верхньої і нижньої.

При визначенні сухого залишку – **Р**, відбувається термічний розпад бікарбонатів навпіл, замість 174мг/л бікарбонат-іонів, залишається у складі

сухого залишку 87 мг/л карбонат-іонів. Тоді сухий залишок визначають за рівнянням:

$$P = [\text{HCO}_3^-] / 2 + [\text{SO}_4^{2-}] + [\text{Cl}^-] + [\text{Ca}^{2+}] + [\text{Mg}^{2+}] + [\text{Na}^+],$$

$$P = 174 / 2 + 68 + 36 + 31 + 18 + 52 = 292 \text{ мг/л} = 0,292 \text{ г/л}.$$

## 2. Вибір схеми очисних споруд

Визначаємо концентрацію зважених речовин у воді після введення в неї коагулянта за [1, формула (11)].

У такий спосіб (див. розділ 5):

$$C = 80 + 0,55 \times 27 + 0,25 \times 40 + 0 = 104,85 \text{ мг/л}. \quad (2.1)$$

Відповідно до основних показників якості вихідної води, рекомендацій ДЕРЖСТАНДАРТУ 2761-84 і табл. 15 [1] до проектування прийнята одноступенева схема очищення, при якій природна вода після проціджування на мікрофільтрах обробляється реагентами і направляється на контактні освітлювачі. Для інтенсифікації процесу очищення у вхідну воду вводять мінеральний коагулянт - сульфат алюмінію і високополімерний флокулянт. У період нестачі лужності (якщо є потреба) річкової води для процесу коагуляції і для стабілізації очищеної води передбачається її підлучення.

Як коагулянт прийнятий неочищений сульфат алюмінію, що містить не менш 45,3%  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ . Як флокулянт прийнятий поліакриламід (ПАА) у вигляді гелю, що містить 8% активної частини. Як луг використовується комове негашене вапно, що містить не менш 70% Са у товарному продукті. урахуванням можливості наявності незгашених зерен процентний вміст активного продукту приймаємо  $P_n = 60\%$ .

Змішування розчинів реагентів з вихідною водою передбачається у вихровому (вертикальному) змішувачі. Перед змішувачами у трубопровід вихідної води вводяться хлор для попереднього хлорування, коагулянт, а також вапно (при необхідності підлучування).



У карман змішувача у воду дозують флокулянт поліакриламід. Далі вода надходить до контактних освітлювачів. Відфільтрована вода знезаражується хлором. При необхідності стабілізації і фторидування після контактних освітлювачів у воду вводять вапно, кремніфтористий натрій, далі вироблена вода направляється у РЧВ, звідки насосами насосної станції 2-го підйому подається споживачам.

Вода після промивання контактних освітлювачів надходить у споруди повторного використання промивних вод, з яких рівномірно протягом доби перекачується в трубопровід перед змішувачем. Для вилучення піску з промивної води передбачається горизонтальна пісколовка і резервуар-усереднювач. Пісок з осадової частини пісколовки періодично в міру його нагромадження видаляється гідроелеватором.

### 3. Визначення повної продуктивності станції

Повна продуктивність станції обробки господарсько-питної води визначається з урахуванням витрати води на власні потреби станції (промивання фільтрів, очищення відстійників, камер пластівцеутворення, змішувачів, резервуарів чистої води та ін.), додаткової витрати води на поповнення протипожежного запасу й приготування розчинів реагентів.

Витрата води на власні потреби очисної станції при повторному використанні води після промивання фільтрувальних споруд приймається 3% від кількості води, що подається споживачам [1, п. 6.6].

$$Q_{o.c.} = \frac{1,03 \cdot Q}{24} + Q_{дод.} \quad (3.1)$$

Додаткова витрата води на поповнення протипожежного запасу визначається за формулой:

$$Q_{дод.} = \frac{V_{пож}}{T_{пож}} = \frac{3,6 \cdot t \cdot [n \cdot (q_{пож} + q'_{пож}) + n' \cdot (q_{1пож} + q'_{1пож}) \cdot 0,5]}{T_{пож}}, \quad (3.2)$$

де:  $V_{пож}$  – об'єм води для гасіння пожежі, м<sup>3</sup>;

$n, n'$  – число одночасних пожеж відповідно в населеному пункті і на підприємстві [2, п. 2.23];

$q_{пож}, q_{пож}$  – норма витрати води на зовнішнє пожежогасіння відповідно для населеного пункту і на підприємстві, л/с, [1, табл. 5.7];

$q'_{пож}, q'_{п.пож}$  – норма витрати води на внутрішнє пожежогасіння відповідно для населеного пункту і на підприємстві, л/с;

$t_{пож}$  – розрахункова тривалість пожежі, год., [1, п. 2.24];

$T_{пож}$  – час відновлення пожежного запасу води, год., прийнятий по [1, п. 2.25].

Визначаємо кількість мешканців населеного пункту:

$$N = \frac{Q}{q_{ж}} = \frac{108000}{0,3} = 360000 \text{ меш.}, \quad (3.3)$$

$$Q_{дон} = \frac{3,6 \cdot 3[3(75 + 5) + 1(30 + 5)0,5]}{24} = 115,875 \text{ м}^3/\text{год.},$$

$$Q_{o.c.} = \frac{1,03 \times 108000}{24} + 115,875 = 4750,875 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Розрахункова добова та секундна продуктивності відповідно дорівнюють:

$$Q_{o.c.} = 4750,875 \cdot 24 = 114021 \text{ м}^3/\text{доб.}$$

$$q_{o.c.} = 4750,875 \div 3,6 = 1319,69 \text{ л/с.}$$

#### 4. Побудова висотної схеми

Складання висотної схеми починають з найбільш низькоросташованої споруди – резервуара чистої води. Позначку найвищого рівня води в ній звичайно приймають з економічних і санітарних міркувань на 0,25 – 0,5 м вище оцінки поверхні землі. Потім, задаючись втратами напору в спорудах і сполучних комунікаціях, знаходять позначки рівня води в окремих спорудах.

Для орієнтовних розрахунків можна користуватися таблицею втрат напору, що наведена в [1, п. 6.219].

На рис.2. представлено висотну схему основних споруд станції очищення води.

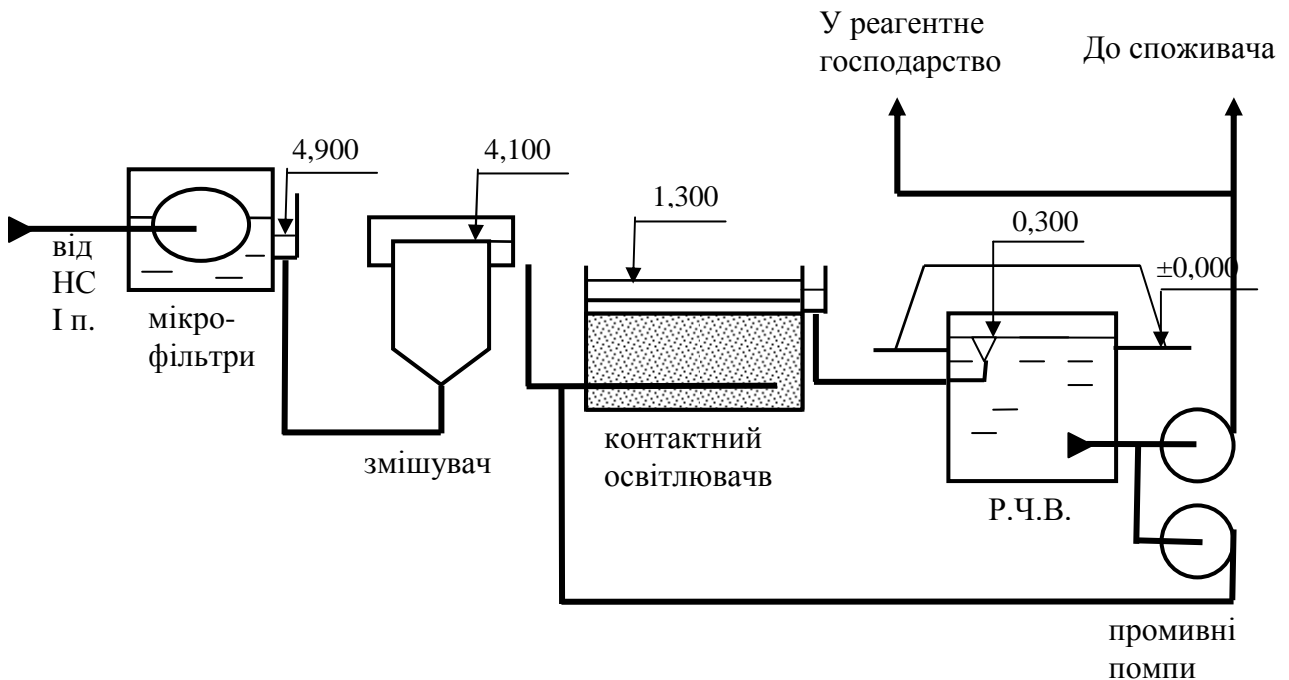


Рис. 2. – Висотна схема основних споруд станції очищення води.

## 5. Визначення розрахункових доз реагентів

### 5.1. Визначення розрахункової дози коагулянта

В якості коагулянту приймаємо неочищений  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ . Якщо немає даних технологічних досліджень, дозу коагулянта визначаємо по [1] – за кольоровістю води за формулою 6 [1].

$$D_k = 4\sqrt{C} = 4\sqrt{40} = 25,3 \text{ мг/л}$$

- за каламутністю води за табл. 16 [1], дозу коагулянта приймаємо 30 мг/л.

При одночасному вмісті у воді зважених речовин і кольоровості беруть більшу з доз коагулянта, - 30 мг/л.

При застосуванні контактних освітлювачів дозу коагулянта зменшують на 10 - 15%, таким чином  $D_k = 27$  мг/л.

За товарним продуктом з вмістом безводної солі  $Al_2(SO_4)_3$  - 45,3% доза коагулянта складатиме 59,6мг/л.

ч. п.                      т.п.

$$45,3 \quad - \quad 100 \qquad X = \frac{27 \times 100}{45,3} = 59,6$$

27        -        X

Загальна добова витрата коагулянта:

$$G_k = \frac{59,6 \times 114021}{10^6} = 6,796 \text{ т/доб.} \quad (5.2)$$

Добова витрата води на приготування 5%-го розчину коагулянта:

$$Q_{вк} = \frac{6,796 \times 95}{5} = 129,124 \text{ м}^3/\text{доб.} \quad (5.3)$$

## 5.2. Визначення розрахункової дози лугу

Дозу лугу визначають:

1. для поліпшення умов процесу утворення пластівців за [1, формула (7)]:

$$D_{лщ} = K_{лщ} \times \left( \frac{D_k}{E_k} - \text{Щ}_o + 1 \right), \quad (5.4)$$

$$D_{лщ} = 28 \left( \frac{27}{57} - 2,85 + 1 \right) = -38,5 \frac{\text{мг} - \text{экв}}{\text{л}}$$

Негативна доза лугу вказує на те, що підлужування не потрібно.

2. для стабілізаційної обробки води за індексом насичення.

При відсутності даних технологічних аналізів стабільність води допускається визначити за індексом насичення [1, додаток 5 с.104].

$$I = pH_0 - pH_{с}, \quad (5.5)$$

де:  $pH_0$  – показник концентрації водневих іонів у воді до стабілізаційної обробки, в данному випадку після коагуляційної обробки;

$pH_s$  – рН рівноважного насичення води карбонатом кальцію, обумовленого за номограмою, наведеною на рис. 1 [1, додаток 5], виходячи зі значень вмісту кальцію  $C_{Ca}$ , загального солевмісту  $P$ , лужності  $Щ_k$  і температури води  $t^{\circ}C$ .

Показник концентрації водневих іонів при рівноважному насиченні води карбонатом кальцію  $pH_s$  визначають на підставі вихідних даних:

$$\text{при } C_{Ca} = 31 \text{ мг/л}; \quad Щ_k = 2,44 \frac{\text{мг-экв}}{\text{л}}; \quad P = 0,292 \text{ г/л};$$

$$t = 6^{\circ}C.$$

Він складе 8,2 ( $l_1=35$  мм;  $l_2=37$  мм)  $l_1 + l_2=72$  мм. Оскільки вода піддається обробці сульфатом алюмінію, то при підрахунку індексу насичення слід враховувати зниження рН і лужності води внаслідок додавання до неї коагулянта [1, п. 104].

Лужність води після коагулювання визначають за формулою:

$$Щ_k = Щ_o - \frac{D_k}{e_k} = 2,85 - \frac{27}{57} = 2,44 \frac{\text{мг-экв}}{\text{л}}, \quad (5.6)$$

де:  $Щ_o$  – лужність вихідної води (до коагуляції), мг-екв/л. Кількість вільного двоокису вуглецю у воді після коагулювання  $(CO_2)_{cv}$  визначають за формулою:

$$(CO_2)_{cv} = (CO_2)_o + 44 \frac{D_k}{e_k} = 58 + 44 \times \frac{27}{57} = 76,04 \frac{\text{мг}}{\text{л}}, \quad (5.7)$$

де:  $(CO_2)_o$  – концентрація вуглекислоти у вихідній воді до коагулювання, мг/дм<sup>3</sup>, визначається залежно від рН (у даному прикладі 6,6), солевмісту  $P=0,292$ г/л, температури –  $6^{\circ}C$ , лужності вихідної води  $Щ_o=2,85$  за [1, рис. 2, додаток 5], дорівнює - 58мг/л.

Величину рН води після обробки коагулянтном визначаємо за номограмою [1, рис. 2, додаток 5], виходячи зі значень лужності води й вмісту в ній двоокису вуглецю після коагулювання

$$pH_o = 6,55 \text{ (} l_1 + l_2=87\text{мм, } l_1 = 30\text{мм, } l_2 = 57\text{мм)},$$

тоді

$$I = 6,55 - 8,2 = -1,65$$

Індекс насичення має негативне значення, отже для захисту труб від корозії і утворення горбистих корозійних відкладень треба передбачати стабілізаційну обробку води лужним реагентом (вапном, содою або цими реагентами разом) більше трьох місяців у році згідно з [1].

Дозу вапна варто визначати по формулі:

$$D_u = 28 \times \beta_n \times Kt \times \text{Щ}_k, \quad (5.8)$$

де:  $D_u$  – доза вапна, мг/л, розраховуючи на CaO;

$\beta_n$  – коефіцієнт, обумовлений за номограмою рис. 4 додаток 5 в [1] залежно від рН води до стабілізаційної обробки (після коагулювання) і індексу насичення  $I$ ;  $\beta_n = 0,3$ ,

$Kt$  – коефіцієнт, що залежить від температури води:

при  $t = 20^\circ\text{C}$  –  $Kt = 1$ ; при  $t = 50^\circ\text{C}$  –  $Kt = 1,3$ ;

$\text{Щ}_k$  – лужність води до стабілізаційної обробки, мг-екв/л.

$$D_u = 28 \times 0,3 \times 1 \times 2,44 = 20,49 \text{ мг/л}$$

При виборі реагента слід керуватися результатом обчислення дози лугу за формулою:

$$d_{\text{л}} = 0,7 \left[ \frac{(\text{CO}_2)_{\text{св}}}{22} + \text{Щ}_k \right] = 0,7 \left[ \frac{76,04}{22} + 2,44 \right] = 4,13 \frac{\text{мг} - \text{екв}}{\text{л}}. \quad (5.9)$$

Оскільки доза вапна  $\frac{D_u}{28} = 0,73$  виходить менше величини  $d_{\text{л}}$ , то як реагент для стабілізаційної обробки води приймаємо вапно. Якби вийшло, що  $\frac{D_u}{28}$  була більше величини  $d_{\text{л}}$ , то у воду, крім вапна в кількості  $d_{\text{л}}$ , слід було б вводити також соду, дозу якої (мг/л) необхідно визначити за [1]:

$$D_c = (D_u/28 - d_{\text{л}})100, \quad (5.10)$$

Таким чином загальна доза вапна дорівнює сумі доз вапна для поліпшення умов процесу утворення пластівців (у даному випадку  $D_{\text{щ}}=0$ ) та дози вапна, необхідної для стабілізаційної обробки води.

$$D_u = 20,49 + 0 = 20,49 \text{ мг/л.}$$

Для перерахування  $D$  в масові одиниці технічного продукту ( $D_u^T$ , мг/дм<sup>3</sup>) слід користуватися формулою

$$D_u^T = D_u \times \frac{100}{C_{\text{щ}}} = 20,49 \times \frac{100}{60} = 34,15 \text{ мг/л}, \quad (5.11)$$

де:  $C_{\text{щ}}$  – вміст активної речовини в технічному продукті, % (прийнято 60%).

Добова витрата товарної вапна:

$$Q_u = D_u^T \times Q_{oc} = 34,15 \times 114021 = 3893817 \text{ г} = 3,89 \text{ т.} \quad (5.12)$$

### 5.3. Визначення розрахункової дози фтору

Як фторвміщуючий реагент приймається кремніфтористий натрій. Його доза визначається відповідно до Додатку 6 [1], а саме:

$$D_{\text{ф}} = \frac{10^4 \times (T_{\text{ф}} \alpha_{\text{ф}} - \Phi)}{K_{\text{ф}} \times C_{\text{ф}}}, \quad (5.13)$$

де:

$T_{\text{ф}}$  – коефіцієнт, залежний від місця введення фтору в оброблювану воду;

$T_{\text{ф}}=1$  (фтор вводиться після очисних споруд). При введенні перед фільтрами при двоступінчастому очищенні води  $T_{\text{ф}}=1,1$ ;

$\alpha_{\text{ф}}$  – необхідний вміст фтору в оброблюваній воді залежно від кліматичного району розташування населеного пункту, встановлюється органами санітарно-епідеміологічної служби, г/м<sup>3</sup> (приймаємо 1 г/м<sup>3</sup>).

$K_{\text{ф}}$  – вміст фтору в чистому реагенті, %, прийнятий для натрію кремніфтористого 61%;

$C_{\phi}$  – вміст чистого реагенту в товарному продукті, % (для натрію кремніфтористого 93 – 98%), приймаємо 95%;

$\Phi$  – зміст фтору у вихідній воді;  $\Phi = 0,3$  г/м<sup>3</sup>

$$D_{\phi} = \frac{10^4 \times (1 \times 1 - 0,3)}{61 \times 95} = 1,38 \text{ мг/л}$$

#### 5.4. Визначення розрахункової дози ПАА

Приймається поліакриламід (ПАА) технічної марки “А”. Доза ПАА – 0,5 мг/л [1 п.6.17].

По товарному продукту з вмістом корисної частини 8% доза ПАА становить 6,25 мг/л.

Добова потреба ПАА:

$$G_{naa} = \frac{0,5 \times 114021}{0,08 \times 10^6} = 0,713 \text{ т/добу.} \quad (5.14)$$

Робочий об'єм 1%-го розчину ПАА дорівнює 71,3 м<sup>3</sup>. Кількість води для приготування 0,4%-го розчину ПАА:

$$Q_{naa} = \frac{0,713 \times 99,6}{0,4} = 177,53 \text{ м}^3/\text{доб.}, \quad (5.15)$$

робочий об'єм 0,4%-го розчину ПАА потрібного на добу, складає:

$$W_{naa} = \frac{177,53 \times 100}{99,6} = 178,25 \text{ м}^3. \quad (5.16)$$

### 6. Реагентне господарство

#### 6.1. Схема приготування коагулянта

Користуючись літературою, вибираємо приготування коагулянта за схемою, наведеною на рис.3.



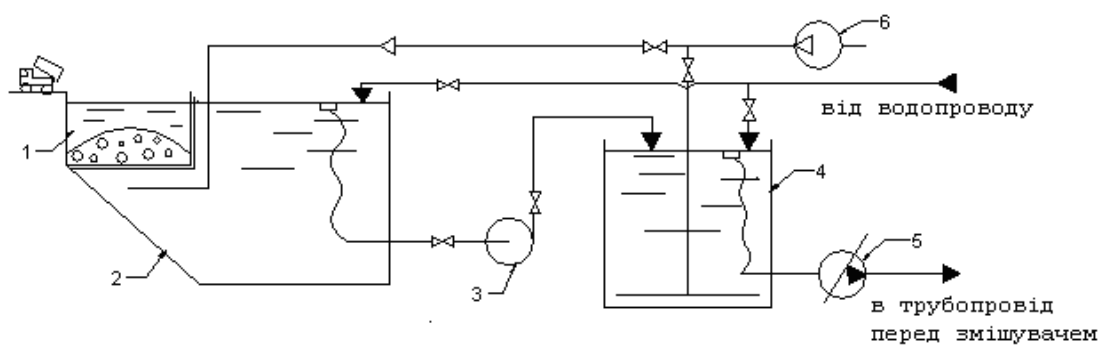


Рис. 3. – Схема реагентного господарства при мокрому зберіганні коагулянта

На водопровідні очисні споруди коагулянт доставляють автосамосвалами й завантажують у розчинні баки **1**, де готують 17%-вий розчин. Прийнято мокре зберігання коагулянта у баках-сховищах **2**. Із цих баків кислотостійким насосом **3** коагулянт перекачують у видаткові баки **4**. Беруть розчин з верхнього шару через шланг, прикріплений до поплавця. У видаткові баки подають воду для розведення розчину коагулянта до 5%-вої концентрації. Потім цей розчин насосами-дозаторами **5** перекачують у трубопровід перед змішувачем. Для поліпшення процесу перемішування подають повітря повітрорудкою **6**.

Об'єм розчинних баків розрахований на прийом коагулянта від одного самоскида вантажопідйомністю 5т з розрахунку  $1,5\text{м}^3$  на 1 т коагулянта. Ємкість бака  $1,5 \times 5 = 7,5\text{м}^3$ . Розміри бака приймаємо  $2 \times 2 \times 1,9\text{м}$ . Проектуємо встановлення 4 таких баків. Тривалість розчинення при температурі води  $3^\circ\text{C}$  (для зимових умов) приймаємо 4 години. Для інтенсифікації процесу розчинення в баки подають стиснене повітря. Ємкість баків-сховищ визначають з розрахунку 15 - 30 добової витрати 17%-го розчину коагулянта за формулою:

$$W_{\text{б.-схов.}} = \frac{D_{\text{к}} \cdot Q_{\text{ос}} \cdot T_{\text{зб.}}}{10 \cdot v_{\text{б.-схов.}} \cdot \rho_{\text{б.-схов.}}}, \quad (6.1)$$

де:

$D_k$  – доза коагулянта по безводному продукті, г/м;

$Q_{oc}$  – повна продуктивність очисних споруджень, м<sup>3</sup>/добу

$T_{зб.}$  – розрахункова тривалість зберігання розчину коагулянту (15 діб);

$\nu_{б.-схов.}$  концентрація розчину в баках-сховищах (17%);

$\rho_{б.-схов.}$  – щільність розчину коагулянта (1190 кг/м<sup>3</sup>).

$$W_{б.-схов.} = \frac{59,6 \cdot 114021 \cdot 15}{10 \cdot 17 \cdot 1190} = 503,9 \text{ м}^3$$

Отриманий об'єм баків-сховищ може бути зменшений на сумарну ємкість розчинних баків.

Приймаємо до проектування 4 баки. Робочий об'єм одного бака  $6 \times 6 \times 3,50 = 126,0 \text{ м}^3$ .

Ємкість видаткових баків визначаємо за формулой:

$$W_{б.-вид.} = \frac{D_k \cdot Q_{oc} \cdot T_{зб.}}{10 \cdot \nu_{б.-вид.} \cdot \rho_{б.-вид.}}, \quad (6.2)$$

де:

$Q_{oc}$  – повна продуктивність очисних споруд, м<sup>3</sup>/год.;

$T_{зб.}$  – число годин роботи станції, на яке розраховується кількість розчину коагулянту у видаткових баках, бгод.  $T_{зб.}$  приймаємо при продуктивності:

до 10 тис. м<sup>3</sup>/добу – 12 – 24 год.;

10 – 50 тис. м<sup>3</sup>/добу – 8 – 12 год.;

більше 50 тис. м<sup>3</sup>/добу – 6 – 8 год.;

більше 100 тис. м<sup>3</sup>/добу – 3 год.,

$\nu_{б.-вид.}$  – концентрація розчину у видаткових баках, рахуючи по безводному продукті 5% (приймаємо до 12%);

$\rho_{б.-вид.}$  – щільність розчину коагулянта, 1050 кг/м<sup>3</sup>

$$W_{б.-вид.} = \frac{59,6 \times 4750,875 \times 3}{10 \times 5 \times 1050} = 16,2 \text{ м}^3$$

Приймаємо до проектування 2 робочих баки з розмірами 3,0× 3,0× 2,0м.

Для перекачування розчину коагулянта з баків-сховищ у видаткові баки прийнятий насос марки Х 8/30 продуктивністю 8м<sup>3</sup>/год., напором 30м, агрегований з електродвигуном потужністю 4кВт і частотою обертання 2900об/хв (1 агрегат робочий, 1 резервний).

Для дозування розчину коагулянта приймаємо плунжерні насоси-дозатори НД-2500/10 у кислотостійкому виконанні. Подача насоса - від 600 до 2500л/год., тиск нагнітання - 1МПа, потужність електродвигуна - 3кВт (1 агрегат робочий, 1 резервний).

Трубопроводи реагентного господарства прокладають із поліетиленових труб. Швидкість руху розчину має бути не менше 0,8м/с.

Розрахункову витрату стисненого повітря, подаваного в розчинні баки, визначаємо (м<sup>3</sup>/хв) за формулою:

$$Q_{ln.p.} = 0,06 \times i_{ln.} \times F_p \quad (6.3)$$

де:

$i_{ln.}$  – інтенсивність подачі повітря для розчинення, згідно п.6.23 [1] приймаємо 10л/с× м<sup>2</sup>;

$F_p$  – площа розчинного бака, дорівнює 4м<sup>2</sup> (б\*б=2\*2=4м<sup>2</sup>)

$$Q_{ln.p.} = 0,06 \times 10 \times 4 = 2,4 \text{ м}^3/\text{хв.}$$

Кількість стисненого повітря, подаваного у видатковий бак для перемішування розчину (м<sup>3</sup>/хв), визначаємо за формулою:

$$Q_{2n.в.} = 0,06 \times i_{2в.} \times F_{вид.}, \quad (6.4)$$

де:

$i_{2в.}$  – інтенсивність подачі повітря для змішування, згідно п.6.23 [1] приймаємо 4 л/с× м<sup>2</sup>;

$F_{вид.}$  – площа одного видаткового бака (3×3) = 9м<sup>2</sup>

$$Q_{2н.в.} = 0,06 \times 4 \times 9 = 2,16 \text{ м}^3/\text{хв.}$$

Загальна витрата стисненого повітря для приготування розчину коагулянта:

$$Q_{n.к.} = Q_{In.p.} + Q_{2n.в.} = 2,4 + 2,16 = 4,56 \text{ м}^3/\text{хв.} \quad (6.5)$$

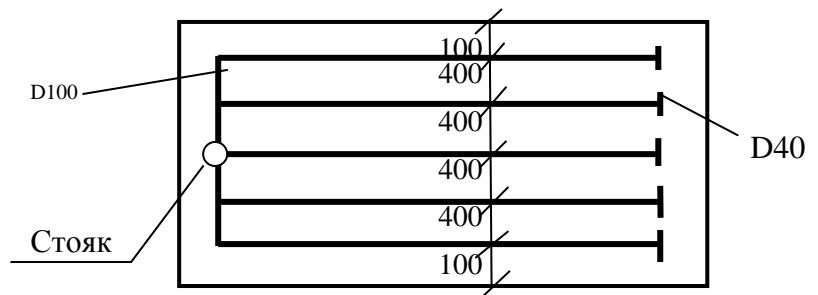
Приймаємо дві повітрянодувки (одна робоча та одна резервна) марки ВК-6 продуктивністю 5,7 м<sup>3</sup>/хв.

Для рівномірного перемішування коагулянта з водою потрібно прагнути до максимальної розгалуженості повітророзподільної системи. Ця система повинна бути рівномірно розподілена на всю площу розчинних і видаткових баків. Діаметр труб, які підводять повітря, визначають по рекомендованій швидкості руху в них – 10-15 м/с.

Швидкість виходу повітря з отворів повітророзподільної системи становить 30 м/с.

Діаметр труби рекомендується приймати - 40 мм, діаметр отворів – 3 мм, крок отворів – 150 мм. Повітря направляється вниз під кутом 45° до напрямній.

Рис. 4. – Рекомендований план розташування повітророзподільної системи.



## 6.2. Схема приготування ПАА

На очисні споруди ПАА надходить у вигляді 8%-го гелю в такому впакуванні: мішки з поліхлорвінілової або поліетиленової плівки, вкладені в паперові, тканеві мішки з наступним укладанням у дерев'яні ящики масою 40 – 50 кг.

ПАА зберігають у критих приміщеннях при температурі не вище 25 – 30°C. Строк зберігання не більше 6 місяців, заморожування ПАА не допускається.

Площу складу для ПАА, м<sup>2</sup> визначаємо за формулою:

$$F = \frac{n \times f \times 1,15}{4}, \quad (6.6)$$

де  $n$  – кількість ящиків ПАА, розрахована на 15-добове зберігання, шт.;

$f$  – площа ящика з ПАА, м<sup>2</sup> (в даному випадку 0,3м<sup>2</sup>);

1,15 – коефіцієнт, що враховує площу проходів;

4 – кількість установлених ярусів ящиків ПАА.

Оскільки добова потреба ПАА становить 0,713т/добу, то при 15-добовому запасі кількість ящиків при вазі 50 кг

$$n = \frac{713 \times 15}{50} = 213,9 \approx 214 \text{ шт.} \quad (6.7)$$

Тоді:

$$F = \frac{214 \times 0,3 \times 1,15}{4} = 18,46 \text{ м}^2 \approx 19 \text{ м}^2.$$

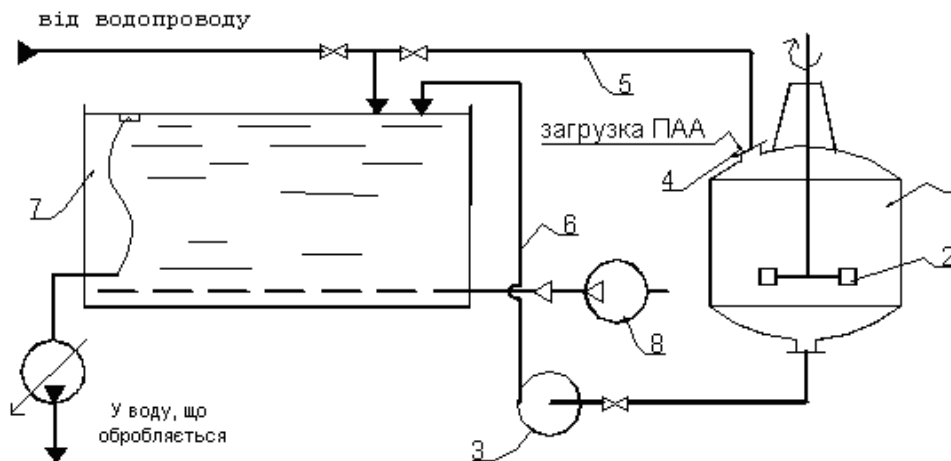


Рис. 5. – Схема приготування розчину ПАА

ПАА завантажують в апарат **1** з турбінною швидкохідною мішалкою **2**. При прийнятій робочій ємкості апарата 6м<sup>3</sup> необхідно наготовлювати розчин 12 разів на добу ( $71,3 \div 6 = 12$ ). Для перекачування 1%-го розчину ПАА з апарата з мішалкою у видатковий бак **7** установлений насос **3** марки ДО8/18

продуктивністю  $14\text{ м}^3/\text{год.}$  і напором 14 м, який працюватиме 12 разів на добу по 18 хв. ( $4 \div 14 \times 60$ ). Час приготування робочого розчину ПАА (включаючи зважування, завантаження, перемішування і перекачування) становить близько 2 год.

ПАА завантажують в апарат з мішалкою 12 разів на добу. Маса ПАА для одноразового завантаження становить  $0,713\text{ т} \div 12 \approx 60\text{ кг.}$

ПАА масою 60 кг завантажують через люк **4**, в апарат по трубопроводу **5** подають воду в кількості, необхідній для приготування 1%-го розчину. Після закінчення циклу перемішування насосом **3** розчин по трубопроводу **6** перекачують у бак **7** для розведення до робочої концентрації (0,4%), зберігання і дозування.

Приймаємо для установки 2 видаткових баки по  $15\text{ м}^2$  кожний з розмірами  $2 \times 2,5 \times 3\text{ м.}$  Кожен бак буде зачинятися 23 рази на добу ( $167,5 \div 15 \times 2 = 22,34$ ). У баки для перемішування розчину від повітродувки **8** подають стиснене повітря. Визначають необхідну витрату повітря й підбирають повітродувку.

Подачу розчину ПАА до місця введення виконують насосами-дозаторами типу НД 630/10 (1 робочий, 1 резервний).

Продуктивність насоса-дозатора вибирають з добової витрати 0,4%-го розчину ПАА.

### **6.3. Схема приготування вапняного молока**

Вапно надходить на склад у контейнерах **1**. Транспортують їх по площі складу, установлюють на завантажувальному бункері **2** вапногасники за допомогою електричної кран-балки **3**. Перевезення і зберігання перевелися в контейнерах виключають втрати її на території реагентного господарства, однак вимагають великої площі складу й витрати металу для контейнерів. Вапно з контейнера надходить у бункер і далі в вапно гасник **4**, де

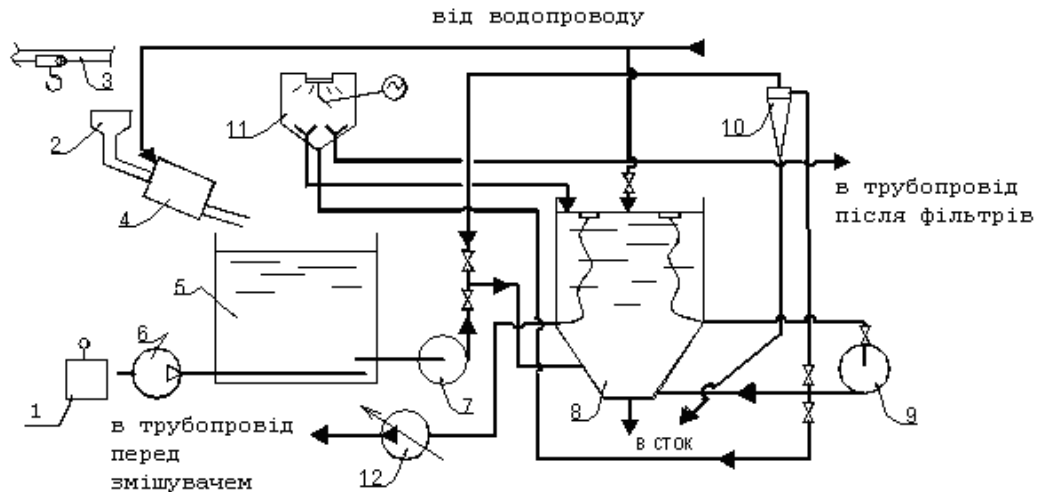


Рис. 6. – Схема приготування вапняного молока

відбувається його гасіння. Приймаємо термомеханічний вапногасник марки 3-703 Прилуцького заводу будівельних машин продуктивністю 1,5т/год.

Добова масова витрата 30%-го вапняного молока:

$$3,89 \times \frac{100}{30} = 12,966 \text{ т/добу,} \quad \text{а 3\%-го – } 129,66 \text{ т/добу.}$$

При щільності 30%-го вапняного молока  $\rho = 1,2 \text{ т/м}^3$  його добова об'ємна витрата

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{12,966}{1,2} = 10,80 \text{ м}^3/\text{добу,} \quad (6.8)$$

а 3%-го

$$V = \frac{129,66}{1,02} = 127,12 \text{ м}^3/\text{добу,} \quad (6.9)$$

де 1,02 – щільність 3%-го вапняного молока,  $\text{т/м}^3$ .

З урахуванням добового обсягу витрати кожен бак для зберігання 30%-го вапняного молока **5** повинен мати розміри в плані  $2 \times 2 \text{ м}$  і висоту шару розчину

$$\frac{10,80}{2 \times 2} = 2,7 \text{ м,}$$

Перед перекачуванням вапняного молока в гідромішалку і під час її роботи необхідне перемішування вапняного молока стисненим повітрям, що надходить від повітродувки **6** з інтенсивністю  $8-10 \text{ л/с} \cdot \text{м}^2$ .

Витрата повітря, необхідного для перемішування вапняного молока в одному баці,  $2 \times 2 \times 10 = 40 \text{ л/с} = 2,4 \text{ м}^3/\text{хв}$ .

Для перекачування вапняного молока застосовуються насоси (типу СМ) **7**.

Для подачі 30%-ого вапняного молока в гідромішалки **8** до установи приймаємо два насоси (один робочий, другий резервний) типа СМ, продуктивністю  $Q=12 \text{ м}^3/\text{год}$ , та тиском  $H=8 \text{ м}$ . Цей насос перекачує вапняне молоко на протязі 54 хвилин ( $10,8 \div 12 \times 60$ )

Для установки прийняті дві гідравлічні циркуляційні мішалки вапняного молока з такими параметрами:  $V = 14 \text{ м}^3$ ,  $D = 2600 \text{ мм}$ ,  $H = 4600 \text{ мм}$ , які працюють по черзі.

Оскільки вапняне молоко застосовується для стабілізаційної обробки, воно не повинне містити забруднень і шкідливих домішок. Для очищення вапняного молока слід застосовувати вертикальні відстійники й гідроциклони [1, п. 6.36].

На підставі відомої витрати 3%-го вапняного молока ( $127,12 \div 24 = 5,3 \text{ м}^3/\text{год}$ .) приймаємо два гідроциклони (відповідно до кількості гідромішалок) з діаметром  $D = 75 \text{ мм}$ . Продуктивність гідроциклону при тиску на вході від 0,6 до  $2,5 \text{ кгс/см}^2$  становить 3 –  $6 \text{ м}^3/\text{год}$ . Приготовлене в гідромішалці 3%-е вапняне молоко забирають циркуляційним насосом **9** і подають у гідроциклон **10**, укріплений над мішалкою для очищення. З гідроциклону вапняне молоко надходить у конічну частину гідромішалки в кількості 94% від об'єму гідромішалки, тобто  $13 \text{ м}^3$ ; залишкова частина ( $1 \text{ м}^3$ ) йде на злив.

Знаючи об'єм вапна, що надходить з гідромішалки в оброблювану воду ( $13 \text{ м}^3$ ), визначаємо, що в гідромішалках треба заготовлювати вапно  $\approx 10$  разів на добу ( $127,12 \div 13$ ). Насос, що перекачує 30%-ве вапняне молоко в гідромішалки, працює  $\approx 5 \text{ хв}$  12 разів на добу ( $54 \div 12 \approx 5 \text{ хв}$ ).



Після очищення в гідроциклоні при безперервній циркуляції в гідромішалці починається подача вапняного молока в дозатор, з якого воно надходить в оброблювану воду. Як дозатори прийнятий дозатор марки ДИМБА II (по одному на гідромішалку) продуктивністю  $10\text{м}^3/\text{год}$ . Якщо крім стабілізаційної обробки необхідно підлучення для поліпшення умов пластівцеутворення, ще встановити по одному насосу-дозатору **12** на гідромішалку, тому що дозування вапна в цьому випадку буде здійснюватися в напірний трубопровід.

Швидкість висхідного потоку в гідромішалці повинна бути не менше  $5\text{ мм/с}$  [1, п. 6.37] або  $18\text{м/год}$ . Як циркуляційний насос прийнятий насос марки СМ 150-125-315/4 продуктивністю  $Q=110\text{м}^3/\text{год}$  і напором  $H=31\text{м}$ . Цей насос створює циркуляцію вапняного молока в гідромішалці, а також подає його в дозатор.

Швидкість висхідного потоку в гідромішалці повинна бути не менше  $5\text{ мм/с}$  [1, п. 6.37] або  $18\text{м/год}$ . При прийнятому насосі швидкість висхідного потоку:

$$W_u = \frac{Q_u}{F_u} = \frac{110 - 5,3}{5,3} = 19,75 \text{ м/год.} \quad (6.10)$$

де:  $Q_u$  – витрата вапняного молока, яке подається в гідромішалку, рівна продуктивності циркуляційного насоса за винятком витрати вапняного молока, що подається в оброблювану воду,  $\text{м}^3/\text{год}$ .

$F_u$  – площа перерізу гідромішалки,  $\text{м}^2$

Кількість води, необхідної для приготування 3% -го вапняного молока

$$Q_{\text{виз}} = \frac{Q_u \times 97}{3} = \frac{3,89 \times 97}{3} = 125,8 \text{ м}^3/\text{добу} \quad (6.11)$$

Визначаємо площу складу, займану контейнерами, в яких поставляється вапно, з урахуванням 15-добового запасу (постачальник перебуває поблизу станції).

При добовій витраті товарного вапна  $3,89\text{т}$  запас її повинен становити

$3,89 \times 15 = 58,35\text{т}$  при насипній масі  $1\text{ т/м}^3$  вона займе об'єм  $\approx 59\text{м}^3$ .

Тому що контейнери марки КГС-5 мають об'єм  $5,1\text{м}^3$  (довжина 2100, ширина 1325 і висота 2440мм), то на станції повинен бути запас із 12 контейнерів.

При установці контейнерів у два ряди по вертикалі з урахуванням коефіцієнта запасу 1,5 площа складу

$$F_v = \frac{2,100 \times 1,325 \times 12}{2} = 16,69\text{м}^2 \approx 17\text{м}^2. \quad (6.12)$$

## 7. Хлорування і знезаражування води

Хлораторна установка розрахована на попереднє хлорування дозою  $D_{1x} = 5\text{мг/дм}^3$ , п. 6.18 [1] і вторинне хлорування дозою  $D_{2x} = 3\text{мг/дм}^3$ , п. 6.146 [1].

Потрібну годинну витрату хлору визначаємо за формулою:

$$M_x = M_{1x} + M_{2x} = D_{1x} \times Q_{oc} / 1000 + D_{2x} \times Q_{oc} / 1000, \quad (7.1)$$

$$M_x = 5 \times \frac{4750,875}{1000} + 3 \times \frac{4750,875}{1000} = 38,007 \text{ кг/год.} = 912,168 \text{ кг/добу.}$$

Відповідно місячна потреба в рідкому хлорі:

$$M_x = 912,168 \times 30 = 27365,04\text{кг.} \quad (7.2)$$

Хлор на станцію доставляють у контейнерах (бочках) ємкістю 1000л і зберігають на складі. Оскільки маса рідкого хлору в бочці становить 1250кг, то на складі повинні зберігатися

$$27365,04 / 1250 = 21,89 \approx 22 \text{ бочки.}$$

Перетворюють рідкий хлор у газоподібний у випарниках змієвикового типу [2, гл. 14 п.3]. Хлор-газ, що утворився, проходить через балон-грязьовик до хлораторів, якими дозують хлор. Із хлораторів виходить хлорна вода й подається в оброблювану воду.

Витрату води, необхідну для роботи хлораторів первинного хлорування, можна визначити за формулою:

$$Q_{1x} = \frac{D_{1к} \times Q_{oc} \times K_{к}}{1000} = \frac{5 \times 114021 \times 0,7}{1000} = 399,074 \approx 399 \text{ м}^3/\text{добу}, \quad (7.3)$$

де  $K_{к}$  - розрахункова витрата води для роботи хлораторів, прийнята рівною  $0,7 \text{ м}^3$  на  $1 \text{ кг}$  хлору.

Витрату води, необхідна для роботи хлораторів вторинного хлорування, визначають за формулою:

$$Q_{2x} = \frac{D_{2x} (Q + Q_{вк} + Q_{виц} + Q_{внаа} + Q_{1x}) K_{к}}{1000}, \quad (7.4)$$

$$Q_{2x} = \frac{3(108000 + 129,124 + 125,8 + 177,53 + 399)0,7}{1000} = 228,54 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

Для первинного хлорування прийняті три вакуумних хлоратори ЛОНИИ-100 (один з них резервний) продуктивністю  $10 \text{ кг/год.}$  кожний.

Для вторинного хлорування прийняті два хлоратори такої ж марки продуктивністю  $11 \text{ кг/год.}$  (один з них резервний).

Продуктивність хлораторів ЛОНИИ-100 змінюється від  $1$  до  $12 \text{ кг/год.}$  залежно від матеріалу поплавця в ротаметрі.

Подають хлорну воду в оброблювану воду по напірних гумових рукавах внутрішнього діаметра  $d_{вн} = 25 \text{ мм}$ , які прокладають під землею у футлярах з азбестоцементних труб.

## **8. Складання балансової схеми витрат води по водоочисним спорудах**

Балансова схема може бути виконана на аркуші або винесена в пояснювальну записку. Будують схему без масштабу й показують надходження і розподіл витрат води й стоків у  $\text{м}^3/\text{добу}$  між різними спорудами. Балансова схема для умов даного прикладу наведена на рис. 7.

Балансову схему слід розглядати з кінця очисних споруд. Витрата води, що надходить від насосної станції II підйому, відповідно до вихідних розрахунків, складає  $Q_{o.c.} = 114021 \text{ м}^3/\text{добу}$ . Витрату води, що надходить із

резервуара чистої води в насосну станцію II підйому, визначають за формулою:

$$Q_{н.ст.ІІп.} = Q_{o.c.} + Q_{вк} + Q_{вПАА} + Q_{виц} + Q_x, \text{ м}^3/\text{добу}, \quad (8.1)$$

де  $Q_{вк}$ ,  $Q_{вПАА}$ ,  $Q_{виц}$ ,  $Q_x$  – відповідно кількість води, необхідна для приготування коагулянта, поліакриламід, лугу, роботи хлораторної установки, обумовлена при розрахунку реагентного господарства та установки для знезаражування води;

$Q_{o.c.}$  – повна витрата води, м<sup>3</sup>/доб.;

$$Q_{н.ст.ІІп.} = 114021 + 129,124 + 177,53 + 125,8 + 627,54 = 115080,99 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

Витрату води, що надходить у резервуар чистої води, визначають за формулою

$$Q_{рчв} = Q_{н.ст.ІІп.} + Q_{пр.КО} = 115080,99 + 20736 = 135816,99 \text{ м}^3/\text{добу}, \quad (8.2)$$

де  $Q_{пр.КО}$  – витрата води, необхідної для промивання контактних освітлювачів, м<sup>3</sup>/добу, визначається при розрахунку контактних освітлювачів.

Витрату води, що надходить з контактних освітлювачів (або на КО), визначають за формулою

$$Q_{КО.} = Q_{o.c.} + Q_{пр.КО} + Q_k + Q_{\phi} + Q_{Ix}, \text{ м}^3/\text{добу}, \quad (8.3)$$

$$Q_{КО.} = 114021 + 20736 + 129,124 + 177,53 + 399 = 135462,65 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

Витрату води, що надходить у вертикальний змішувач, знаходять за формулою

$$Q_{в.см} = Q_{o.c.} + Q_{прКО.} + Q_{\phi} + Q_{Ix}, \text{ м}^3/\text{добу}, \quad (8.4)$$

$$Q_{в.см.} = 114021 + 20736 + 177,53 + 399 = 135333,53 \text{ м}^3/\text{добу}.$$

Витрату води, що надходить на барабанні сітки, визначають за формулою (11.1)

$$Q_{бс} = Q_{o.c.} \times 1,005 = 114021 \times 1,005 = 114\,591,7 \text{ м}^3/\text{добу}$$

Витрата води, що надходить від водозабору в насосну станцію I підйому дорівнює:

$$Q_{н.ст.Іп.} = Q_{o.c.} = 114\,591,7 \text{ м}^3/\text{добу}$$

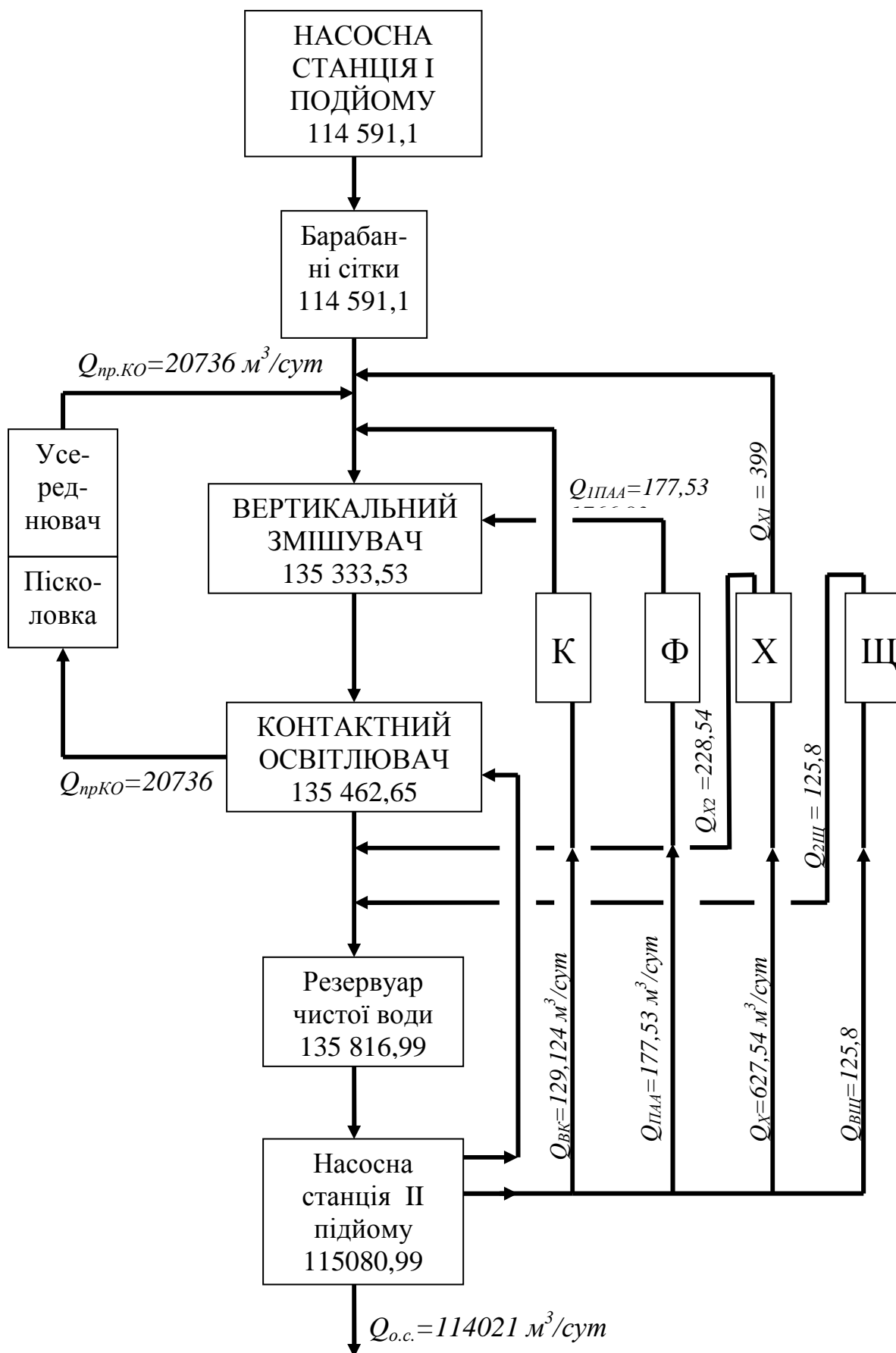


Рис. 7. – Балансова схема витрат води по водоочисних спорудах

При складанні даної балансової схеми не врахована витрата води, що скидається з відділення приготування луку й разом з осадом з пісколовки.

## 9. Розрахунок контактних освітлювачів

Для доведення вихідної води до питної якості відповідно до рекомендацій ВНИИ ВОДГЕО проектом прийняті контактні освітлювачі з неоднорідним кварцовим завантаженням при фільтруванні знизу вгору. Усього передбачається 16 контактних освітлювачів розмірами в плані 6×12м.

Розрахункова швидкість фільтрування при нормальному режимі 5,0м/год., при форсованому – 5,4 м/год.

Фільтруючий шар кварцового піску висотою 2,0м і крупністю 0,7÷4,0мм промивають комбінованим методом:

1-ий етап спочатку розпушення завантаження одночасно водою та повітрям з інтенсивністями  $i = 15 \text{ л/м}^2$  кожного протягом 5хв,

2-ий етап відмивання завантаження тільки водою з інтенсивністю  $i = 15 \text{ л/м}^2$  – 5 хвилин.

### 9.1. Визначення площі контактних освітлювачів

Площу КО визначають за формулою 27, п. 6.131 [1].

$$\Sigma F_{\text{ко}} = \frac{Q}{T_{\text{ст}} \times v_{\text{н}} - n_{\text{пр}} (q_{\text{пр}} + \tau_{\text{пр}} \times v_{\text{н}} + \tau_{\text{ст}} \times v_{\text{н}} / 60)} \quad (9.1)$$

де  $T_{\text{ст}}$  – тривалість роботи станції за 1добу;  $T_{\text{ст}} = 24 \text{ год.}$ ;

$v_{\text{н}}$  – розрахункова швидкість фільтрування при нормальному режимі;  
 $v_{\text{н}} = 5,0 \text{ м/год.}$

$n_{\text{пр}}$  – число промивань кожного контактного освітлювача за 1добу при нормальному режимі експлуатації;  $n_{\text{пр}} = 2$ ;

$q_{np}$  – питома витрата води на 1 промивання 1-го контактного освітлювача, м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>;

$$q_{np} = (15 \times 5 \times 60 + 15 \times 5 \times 60)/1000 = 9 \text{ м}^3/\text{м}^2, \quad (9.2)$$

$\tau_{\text{пр}}$  – тривалість простою КО у зв'язку з промиванням;  $\tau_{\text{ін}} = 0,5 \text{ год.}$ ;

$\tau_{\text{ст}}$  – тривалість скидання першого фільтрату;  $\tau_{\text{ст}} = 0,17 \text{ год.}$ ;

$$\Sigma F_{\text{ко}} = \frac{114021}{24 \times 5 - 2(9 + 0,5 \times 5 + 0,17 \times 5 / 60)} = 1155,58 \text{ м}^2,$$

Орієнтовно кількість контактних освітлювачів визначають за формулою

$$N = \frac{\sqrt{F_{\text{ко}}}}{2} = \frac{\sqrt{1155,58}}{2} = 16,997 \approx 17 \text{ шт.}, \quad (9.3)$$

Передбачаємо 16 контактних освітлювачів розмірами в плані 6 × 12 м.

Таким чином площа одного контактного освітлювача – 72 м<sup>2</sup>

$$N = \frac{1155,58}{6 \times 12} = 16,05 \approx 16 \text{ шт.}$$

Контактні освітлювачі на очисній станції встановлюють у 4 ряди (по два ряди з кожного боку змішувачів), у зв'язку із цим приймаємо 16 контактних освітлювачів, по 4 штуки у кожному ряді.

Площа одного контактного освітлювача:

$$F_{\text{ко}} = \Sigma F_{\text{ко}} \div N = 1155,58 \div 16 = 72 \text{ м}^2 \quad (9.4)$$

Контактний освітлювач, площа якого перевищує 30 – 40 м<sup>2</sup>, проектується із центральним каналом або трубою. Передбачаємо влаштування центральної труби - безгравійної трубчастої розподільної системи (БТРС). Розміри КО у плані 6 × 12 м.

Площа фільтрації контактного освітлювача:

$$F_{\text{ко}} = 6 \times 12 = 72 \text{ м}^2.$$

Загальна площа всіх контактних освітлювачів:

$$\Sigma F_{\text{ко}} = F_{\text{ко}} \times N = 72 \times 16 = 1152 \text{ м}^2. \quad (9.5)$$

Швидкість при форсованому режимі визначаємо за формулою (20) [1], прийнявши кількість контактних освітлювачів, які перебувають у ремонті  $N_1=1$ , тобто

$$V_{pf} = V_{pn} \times N / (N - N_1) = 5 \times 16 / (16 - 1) = 5,34 \text{ м/год.} < 6,0 \text{ м/год.} \quad (9.6)$$

## 9.2. Розрахунок безгравійної трубчастої розподільної системи (БТРС)

Розрахунок безгравійної трубчастої розподільної системи (БТРС) здійснюють за витратами води для промивання контактного освітлювача (КО).

Максимальна секундна витрата промивної води для промивання одного КО:

$$q_{пром} = i \times F_{ко} = 15 \times 72 = 1080 \text{ л/с.}; \quad (9.7)$$

$$q_{пром} = 1080 \text{ л/с} = 1,08 \text{ м}^3/\text{с} = 64,8 \text{ м}^3/\text{хв.}$$

Швидкість руху води у центральному промивному трубопроводі приймаємо не більше 2,0 м/с [1].

При витраті промивної води  $q_{пром} = 1080 \text{ л/с}$  згідно з [3]- діаметр труби  $d_{пром} = 900 \text{ мм}$  при швидкості  $v_{пром} = 1,7 \text{ м/с}$ .

Приймаємо діаметр перфорованих розподільних труб  $d_{тр} = 125 \text{ мм}$ , відстань між осями труб 300 мм (табл. 27 з [1]), осями крайніх труб і стінками КО – 600 мм.

Кількість розподільних труб в одному відділенні КО складе

$$\frac{(12000 - 600)}{300} - 1 = 37 \text{ шт.}$$

Загальна кількість розподільних труб - 74 штуки.

Витрата промивної води на одну трубу:

$$q_{тр} = \frac{q_{пром}}{n} = \frac{1080}{74} = 14,6 \text{ л/с} \quad (9.8)$$

Швидкість руху води на вході в розподільну трубу згідно з [3]:



$$V_{\text{вх тр}} = 1,19 \text{ м/с} < 1,5 \text{ м/с}.$$

Приймаємо загальну площу всіх отворів розподільної системи 0,28% від площі КО (табл. 27 [1]):

$$\Sigma f_o = 0,2 \text{ м}^2,$$

діаметр отвору  $d_o = 12 \text{ мм}$  (рекомендується  $d_o = 10 - 12 \text{ мм}$ ).

Тоді кількість отворів для всієї розподільної системи:

$$n_o = \frac{\Sigma f_o}{f_o} = \frac{0,2}{0,00011} = 1818 \text{ шт.} \quad (9.9)$$

Кількість отворів на одній розподільній трубі:

$$n_l = \frac{n_o}{n_{\text{тр}}} = \frac{1818}{74} = 24 \text{ шт.} \quad (9.10)$$

Отвори розташовуємо в нижній частині труби по двоє в кожній комірці (рус. - ячейке).

Довжину розподільної труби приймаємо рівною довжині відділення КО мінус 920 мм (зовнішній діаметр центральної розподільної труби), мінус 1200 (зазор між стінкою КО і кінцями труб). Тоді відстані між осями отворів:

$$\ell_o = \frac{6000 - 920 - 1200}{24} = 161 \text{ мм (приймаємо 160 мм)}, \quad (9.11)$$

що відповідає п. 6.134 [1] (відстань між осями отворів 150 – 200 мм).

### 9.3. Визначення кількості води, $Q_{\text{пр}}$ , що витрачається на промивання

Відсоток промивної води, що вирачається на станції визначається за формулою

$$q_{\text{пр}}^{\%} = \frac{W_{\text{пром}} \times N \times n}{Q_{\text{ос}} \times T} 100, \%, \quad (9.12)$$

де:  $W_{\text{пром}}$  – кількість води, що витрачається на промивання одного КО:

$$W_{\text{пром}} = \frac{(i_1 \times t_1 + i_2 \times t_2) \times F'_{\text{ко}} \times 60}{1000} = \frac{(15 \times 5 + 15 \times 5) \times 72 \times 60}{1000} = 648 \text{ м}^3 \quad (9.13)$$

Кількість води, що витрачається на промивання усіх КО з урахуванням двох промивок на добу, дорівнює:

$$W^{доб.} = W_{пром.} \times N \times n = 648 \times 16 \times 2 = 20736 \text{ м}^3$$

де:  $N$  - кількість КО,  $N=16$ ;

$n$  - кількість промивань КО на добу  $n=2$ ;

$Q_{oc}$  – розрахункова витрата води,  $\text{м}^3/\text{год.}$

$T$  – тривалість роботи станції протягом доби;  $T=24\text{год.}$ ;

$$q_{np}^{\%} = \frac{648 \times 16 \times 2}{4750,875 \times 24} 100 = 18\%.$$

Отже, з урахуванням витрати води для промивання КО на контактні освітлювачі повинно надходити:

$$Q_{расч} = Q_{o.c.} \times 1,18 = 114021 \times 1,18 = 134\,544 \text{ м}^3/\text{добу}. \quad (9.14)$$

#### 9.4. Розрахунок повітряної розподільної системи

Подачу повітря в завантаження КО здійснюється за допомогою спеціальної розподільної системи з поліетиленових перфорованих щілинних труб, розташовуваних на дні КО між розподільними трубами для води й колектора подачі повітря, встановленого вище розподільної системи. Витрата повітря для продувки одного КО:

$$Q_{пов.} = i_{пов.} \times F'_{ко}, \quad (9.15)$$

де:  $i_{пов.}$  – інтенсивність подачі повітря;  $15\text{л}/(\text{с} \times \text{м}^2)$

$$Q_{пов.} = 15 \times 72 = 1080 \text{ л/с} = 1,08 \text{ м}^3/\text{с} = 64,8 \text{ м}^3/\text{хв}.$$

Відстань між осями труб приймаємо 300мм, між стінками КО й осями крайніх труб – 450 мм, тоді кількість труб в одному відділенні КО

$$\frac{(12000 - 600)}{300} = 38 \text{ шт.}$$

Загальна кількість розподільних труб повітряної системи - 76 штук.

Витрата повітря на одну повітряну трубу:

$$q_{нов.} = \frac{Q_{нов.}}{76} = \frac{1080}{76} = 14,2 \text{ л/с} = 1,4 \text{ м}^3/\text{хв.} \quad (9.16)$$

Швидкість руху повітря в трубках  $v_{пов.} = 20 \text{ м/с}$  (рекомендована швидкість 15 – 20 м/с).

Діаметр повітряної труби:

$$d_{нов.} = \sqrt{\frac{4 \cdot q_{нов.}}{\pi \cdot v_{нов.}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0142}{3,14 \cdot 20}} = 0,03 \text{ м} = 30 \text{ мм.} \quad (9.17)$$

Сумарна площа щілин у відгалуженні становить 0,35 площі поперечного переріза труби:

$$\Sigma f_{щ} = 0,35 \times F_{тр}, \quad (9.18)$$

$$\Sigma f_{щ} = \frac{0,35 \times 3,14 \times (0,03)^2}{4} = 0,00025 \text{ м}^2 = 250 \text{ мм}^2.$$

Площу однієї щілини визначають, виходячи з рекомендованих [1] довжини щілини 15 – 20 мм і ширини на 0,1 мм менше розміру мінімальної фракції фільтруючого завантаження, тобто

$$f_{щ} = 15(0,7-0,1) = 9 \text{ мм}^2. \quad (9.19)$$

Кількість щілин на одному відгалуженні:

$$n_{щ} = \Sigma f_{щ} / f_{щ} = 250 / 9 = 28. \quad (9.20)$$

Швидкість виходу повітря з отворів:

$$v_{нов.}^{щ} = \frac{q_{нов.}^{щ}}{f_{щ}} = \frac{q_{нов.}^{щ}}{f_{щ} \times n_{щ}}, \quad (9.21)$$

$$v_{нов.}^{щ} = 0,0142 / 28 \times 0,000009 = 56,3 \text{ м/с.}$$

Для зменшення швидкості виходу повітря із щілин приймаємо  $n_{щ} = 36$  штук, тоді

$$v_{нов.}^{щ} = 0,0142 / 36 \times 0,000009 = 44 \text{ м/с}$$

(рекомендують швидкості 40 – 50 м/с).

Приймаємо колектор  $d_k = 200\text{мм}$ ;  $F_k = 0,0314\text{м}^2$ . Сумарна площа поперечного перерізу відгалужень повинна становити 0,4 - 0,6 поперечного перерізу колектора:

$$\Sigma F_{mp} / F_k = 0,5$$

$$\Sigma F_{тр.} = F_k \times 0,5 = 0,0314 \times 0,5 = 0,0157\text{м}^2$$

$$F_{тр.} = 0,0157 / 38 = 0,00041\text{м}^2$$

Таким чином діаметр відгалуження складатиме:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot F_{тр.}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00041}{3,14}} = 0,0229\text{м} = 23\text{мм}.$$

Приймаємо діаметр відгалуження - 25мм

## 10. Споруди повторного використання промивних вод

### 10.1. Розрахунок пісколовки

Розрахункова витрата промивної води, що надходить у пісколовку періодично

$$q_{пром.} = 1080\text{л/с} = 1,08\text{м}^3/\text{с} = 64,8\text{м}^3/\text{хв}.$$

Приймаємо два відділення пісколовки. Площу живого перерізу кожного відділення визначаємо за формулою:

$$\omega = \frac{q_{пр}}{v \times n} = \frac{1,08}{0,3 \times 2} = 1,8\text{м}^2, \quad (10.1)$$

де:  $v$  – середня швидкість руху води; приймаємо 0,3м/с

$n$  – кількість відділень пісколовки.

Глибину проточної частини приймаємо  $h_{п} = 0,80\text{м}$ . Ширина відділення

$$B_n = \frac{\omega}{h_n} = \frac{1,8}{0,8} = 2,25\text{м} \quad (10.2)$$

Глибина осадової частини  $h_{оп} = 0,5 \times h_{п} = 0,5 \times 0,8 = 0,4\text{м}$ .

Запас висоти над рівнем води в пісколовці прийнятий в 0,2м. Приймаючи тривалість перебування промивної води в пісколовці  $t_{\Pi} = 30\text{с}$ , визначимо довжину робочої частини пісколовки:

$$l_{\Pi} = v_{\Pi} \times t_{\Pi} = 0,3 \times 30 = 9,0\text{м} \quad (10.3)$$

Кут нахилу стінок камер для піску до обрію  $\alpha = 60^\circ$ . Пісколовка обладнується скребковим механізмом із самохідним візком. Пісок згрібається до напрямка стаціонарного сталевого гідроелеватора, за допомогою якого по пульпопроводах транспортується в резервуар. Резервуар, що перебуває на пісковій площадці, обладнаний дренажною системою, яка складається з труб з щілинними ковпачками.

Відфільтрована вода з резервуара самотливом направляється в пісколовку. Пісок з піскового резервуара тельфером з перекидною баддею подається на піскову площадку.

Об'єм робочої частини піскового резервуара прийнятий рівним двом об'ємам осадової частини обох відділень пісколовки:

$$\begin{aligned} W_{n,рез.} &= 2 \times 2l_n \times (b_n - h_{on} \times \text{ctg} \alpha) = 2 \times 2 \times 9(2,25 - 0,4 \times \text{ctg} 60^\circ) \times 0,4 = \\ &= 29,07\text{м}^3 \end{aligned} \quad (10.4)$$

До установи прийнят залізобетонний резервуар розміром у плані  $3 \times 3\text{м}$  і робочою висотою 2,5м.

## 10.2. Розрахунок резервуара-усереднювача

Резервуар-усереднювач для збору промивної води являє собою залізобетонний резервуар, що складається з двох секцій.

Об'єм резервуара-усереднювача визначається за табл. 1, відповідно до якої регулююча ємкість резервуара-усереднювача:

$$W_{p.y.} = 6048\text{м}^3.$$

Таблиця 1 – Визначення ємкості резервуара-усереднювача

Години доби	Подача промивної води, м <sup>3</sup>	Відкачка насосами, м <sup>3</sup>	Надходження в резервуар, м <sup>3</sup>	Витрата з резервуара, м <sup>3</sup>	Залишок у резервуарі, м <sup>3</sup>
1	2	3	4	5	6
0-1	2073,6	864	1209,6		1209,6
1-2	2073,6	864	1209,6		2419,2
2-3	2073,6	864	1209,6		3628,8
3-4	2073,6	864	1209,6		4838,4
4-5	2073,6	864	1209,6		<u>6048</u>
5-6	—	864	—	864	5184
6-7	—	864	—	864	4320
7-8	—	864	—	864	3456
8-9	—	864	—	864	2592
9-10	—	864	—	864	1728
10-11	—	864	—	864	864
11-12	—	864	—	864	0
12-13	2073,6	864	1209,6		1209,6
13-14	2073,6	864	1209,6		2419,2
14-15	2073,6	864	1209,6		3628,8
15-16	2073,6	864	1209,6		4838,4
16-17	2073,6	864	1209,6		<u>6048</u>
17-18	—	864	—	864	5184
18-19	—	864	—	864	4320
19-20	—	864	—	864	3456
20-21	—	864	—	864	2592
21-22	—	864	—	864	1728
22-23	—	864	—	864	864
23-24	—	864	—	864	0
Разом	20736	20736	12096	12096	

Приймаємо стандартний резервуар-усереднювач із збірного залізобетону ємкістю 10000м<sup>3</sup>, шириною 48м, довжиною 48м і висотою 4,8м, розділений перегородкою на 2 секції шириною 24м.

Продуктивність перекачувального насоса згідно з табл.1

$$Q_n = 20736 \text{ м}^3/\text{добу} = 864 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Повний напір насоса визначаємо за сумою величин: різниці відміток осі усмоктувальних труб у резервуарі й осі насоса (орієнтовно приймаємо 4,0м), різниці відміток осі насоса й обрію води в змішувачі (приймаємо рівним + 7,5м) і втрат напору (орієнтовно приймаємо рівним 3м)

$$H_n = 4 + 7,5 + 3 = 14,5 \text{ м вод. ст.} \quad (10.5)$$

Для установки прийняті 2 насоси марки Д 290/30 з подачею 260 м<sup>3</sup>/год напором 30м. Один насос робочий, другий - резервний. Щоб уникнути осідання шламу від промивних вод передбачена циркуляція води в резервуарі. Із цією метою встановлюють ще один насос марки Д 290/30, який забирає воду із приймача резервуара-усереднювача, який подає її в протилежний кінець резервуара.

Розподіл води виконують дірчастою трубою, укладеною на дні резервуара уздовж короткої стіни.

## 11. Розрахунок барабанної сітки

Витрата води на власні потреби барабанних сіток відповідно до [1] п.6.14, слід приймати в об'ємі 0,5% від витрати води, яка подається на станцію КО.

Отже розрахункова продуктивність барабанних сіток:

$$S_{б.с.} = 1,005 \times Q_{о.с.} = 1,005 \times 114021 = 114591,1 \text{ м}^3/\text{доб.} \quad (11.1)$$

$$S_{б.с.} = 4774,63 \text{ м}^3/\text{год.}$$

$$S_{б.с.} = 1,33 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Для установки приймаємо 4 барабанних сітки марки БС1 5× 2 продуктивністю 0,35м<sup>3</sup>/с кожна. Розрахункова продуктивність барабанної сітки:

$$Q_{б.с.} = \frac{S_{б.с.}}{4} = \frac{114591,1}{4} = 28647,775 \text{ м}^3/\text{добу} \quad (11.2)$$

$$Q_{б.с.} = \frac{S_{б.с.}}{4} = \frac{1,326}{4} = 0,331 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Діаметр трубопроводів, які підводять воду на барабанні сітки, приймаємо з розрахунку витрати води  $28647,775\text{м}^3/\text{добу} \approx 331, \text{ л/с}$  і швидкості руху води  $\approx 1,0\text{м/с}$ . Виходячи з цього за [3] приймаємо  $d = 700\text{мм}$ ,  $V = 0,849\text{м/с}$

## 12. Розрахунок вертикального змішувача

Змішання реагентів з оброблюваною водою відбувається у вертикальних змішувачах вихрового типу. Розрахункова витрата  $135333,53\text{м}^3/\text{добу} = 5638,89\text{м}^3/\text{год.} = 1566,36\text{л/с}$ . Приймаємо 4 змішувачі. Змішувач складається із прямокутної верхньої і пірамідальної нижньої частини.

Площа горизонтального перерізу у верхній частині змішувача

$$f_{\text{в}} = \frac{Q_{\text{ч}}}{V_{\text{в}} \times n} = \frac{5638,89}{3,6 \times 30 \times 4} = 13,05\text{м}^2, \quad (12.1)$$

де  $v$  – швидкість руху води на рівні водозбірних лотків,  $30\text{мм/с}$ .

$n$  – кількість змішувачів, прийнято 4 змішувачі.

Верхня частина змішувача квадратна в плані, ширина

$$B = \sqrt{f_{\text{в}}} = \sqrt{13,05} = 3,6\text{м}. \quad (12.2)$$

Трубопровід, який подає воду в нижню частину змішувача при витраті води (одного змішувача)  $q_{\text{з}} = 1409,72\text{м}^3/\text{год.}$  або  $q_{\text{з}} = 391,54\text{л/с}$ , і швидкості  $1,318\text{м/с}$ , має діаметр умовного проходу  $600\text{мм}$  [3]. Зовнішній діаметр трубопроводу згідно з ДСТУ 10704-76 дорівнює  $630\text{мм}$ . Тоді розмір у плані нижньої частини змішувача в місці примикання цього трубопроводу буде  $0,63 \times 0,63\text{м}$ , а площа нижньої частини усіченої піраміди складе  $0,397\text{м}^2$ .

Приймаємо величину центрального кута рівною  $30^\circ$ . Тоді висота нижньої (пірамідальної) частини змішувача:

$$h_{\text{н}} = \frac{(3,6 - 0,63)/2}{\text{tg}15^\circ} = 5,54\text{м}. \quad (12.3)$$

Об'єм пірамідальної частини змішувача:

$$W_{\text{н}} = \frac{1}{3} h_{\text{н}} (f_{\text{в}} + f_{\text{н}} + \sqrt{f_{\text{в}} \times f_{\text{н}}}), \text{м}^3, \quad (12.4)$$



$$W_n = \frac{1}{3} 5,54(13,05 + 0,397 + \sqrt{13,05 \times 0,397}) = 29,035 \text{ м}^3.$$

Повний об'єм змішувача:

$$W = \frac{Q_v \times t}{60 \times n} = \frac{5638,89 \times 2}{60 \times 4} = 46,98 \text{ м}^3, \quad (12.5)$$

Де  $t$  – тривалість змішання реагенту з масою води, згідно [1], – 2 хв.

Об'єм верхньої частини змішувача:

$$W_g = W - W_n = 46,98 - 29,035 = 17,949 \text{ м}^3 \approx 17,95 \text{ м}^3. \quad (12.6)$$

Висота верхньої частини змішувача:

$$h_g = W_g \div f_g = 17,95 \div 13,05 = 1,375 \text{ м}. \quad (12.7)$$

Повна висота змішувача:

$$h_c = h_n + h_b = 5,54 + 1,375 = 6,915 \text{ м}. \quad (12.8)$$

Збір води виконують у верхній частині змішувача трьома затопленими дірчастими трубами, що відводять воду до збірної бічної кармана. Відстань між трубами по осях – 0,97 м, до стін – 0,485 м. Швидкість руху води в трубі  $V_{mp} = 0,6 \text{ м/с}$ .

Вода, що протікає по трубах у напрямку бічної карману, розділяється на три паралельних потоки. Тому розрахункова витрата кожного потоку

$$Q_{mp} = Q_v / 3 = 1409,72 / 3 = 469,9 \text{ м}^3 / \text{год}. \quad (12.9)$$

Площа живого перерізу збірної труби:

$$\omega_{mp} = \frac{q}{V \times 3600} = \frac{469,9}{0,6 \times 3600} = 0,2175 \text{ м}^2, \quad (12.10)$$

Діаметр труби 526 мм. Вибираємо найближчий типорозмір труби за ДСТ 9941-72  $d_{тр} = 500 \text{ мм}$

Труба укладена з ухилом у бік збірної карману,  $i = 0,02$

Приймаємо діаметр отворів на збірних трубах 30 мм ( $f_o = 0,00071 \text{ м}^3$ ).

Сумарну площу отворів визначаємо за формулою:

$$\Sigma f_o = K_m \times \omega, \quad (12.11)$$

де  $K_m$  – коефіцієнт перфорації – відношення сумарної площі отворів до площі перерізу труби,  $K_t = 0,67$ ;

$\omega$  – площа перерізу труби,  $\text{м}^2$ .

$$\Sigma f_o = 0,67 \times 0,196 = 0,131 \text{ м}^2.$$

Кількість отворів

$$\frac{\Sigma f_o}{f_o} = \frac{0,131}{0,00071} = 184,5_{\text{отв.}} \quad (12.12)$$

Приймаємо 118 отворів. Отвори розташовують у два ряди по бічних поверхнях, тобто по 59 отворів з кожної сторони труби. При довжині труби 3,6 м крок осі отворів дорівнює  $3,6 \div 59 = 0,061 \text{ м}$

Перевищення рівня води в змішувачі над віссю збірної труби при її роботі повним перерізом:

$$H_m = (\varepsilon_m + \varepsilon_{mp}) \frac{V_{mp}^2}{2g}, \quad (12.13)$$

Де  $\varepsilon_m$  – коефіцієнт опору перфорованої ділянки труби, дорівнює 6,5.

$\varepsilon_{mp}$  – сумарний коефіцієнт місцевих опорів (вхід у трубу дорівнює 1, втрати на виході з труби в бічний карман дорівнює 1).

$$H_m = (6,5 + 2) \times \frac{0,6^2}{2 \times 9,81} = 0,156 \text{ м}$$

Відстань від дна труби до дна збірного карману

$$H_{кар} = 1,73 \sqrt{\frac{q^2}{q \times B}} + 0,2, \quad (12.14)$$

Де  $q_{кар}$  – витрата води по кишені,  $\text{м}^3/\text{с}$  (розрахункова витрата одного змішувача);

$B$  – ширина кармну, м; приймаємо  $B = 0,7$ .

$$H_{кар} = 1,73 \sqrt{\frac{0,391,54}{9,81 \times 0,7}} + 0,2 = 0,688 \text{ м}.$$

Витрата води, яка протікає по відвідній трубі, для подачі в контактний освітлювач - 392 л/с. Швидкість у цьому трубопроводі повинна бути 0,8 – 1 м/с, час перебування  $\leq 2$ хв. Прийнято сталевий трубопровід діаметром 700мм (ДСТУ 10704-76). При швидкості руху 1,0 м/с втрати напору на ділянці від змішувача до контактного освітлювач рівні  $(3,66/1000) \times \ell$ .

### 13. Розрахунок резервуарів чистої води

Об'єм загальний РЧВ повинен включати регулюючий ( $W_p$ ), непорушний протипожежний об'єм води ( $W_{пож}$ ), об'єм води на промивання контактних освітлювачів (фільтрів) ( $W_{пр}$ ); крім того, слід передбачити об'єм води, необхідної для контакту її із хлором тривалістю не менше 1 години, (п. 9.1 [2]).

$$W_{рчв} = W_p + W_{пож} + W_{пр}. \quad (13.1)$$

Регулюючий об'єм резервуара чистої води можна визначити по суміщеними графіками роботи насосів I й II підйому. Для побудови таких графіків за заданим коефіцієнтом годинної нерівномірності приймаємо годинне споживання води містом і будуємо графік водоспоживання (рис. 8). На цьому графіку показуємо режим роботи насосів I й II підйому.

Регулююча ємкість резервуара чистої води у відсотках від корисної витрати очисних споруд буде дорівнювати площі  $CEFK$  або рівної їй сумі площ  $ABCD$  і  $KLPM$ .

$$W_p = (4,55 - 4,17) \times 17 = (4,17 - 3,24) \times 7 = 6,5\%. \quad (13.2)$$

При корисній витраті  $Q_{пол} = 108000 \text{ м}^3/\text{добу}$  регулююча ємкість

$$W_p = \frac{108000 \times 6,5}{100} = 7020 \text{ м}^3. \quad (13.3)$$

(Непорушний протипожежний об'єм води при тривалості пожежі, рівній 3 год. (п. 2.21[1]), визначаємо за формулою:

$$W_{пож} = Q_{пож} + \Sigma Q_{макс} - Q_1, \quad (13.4)$$

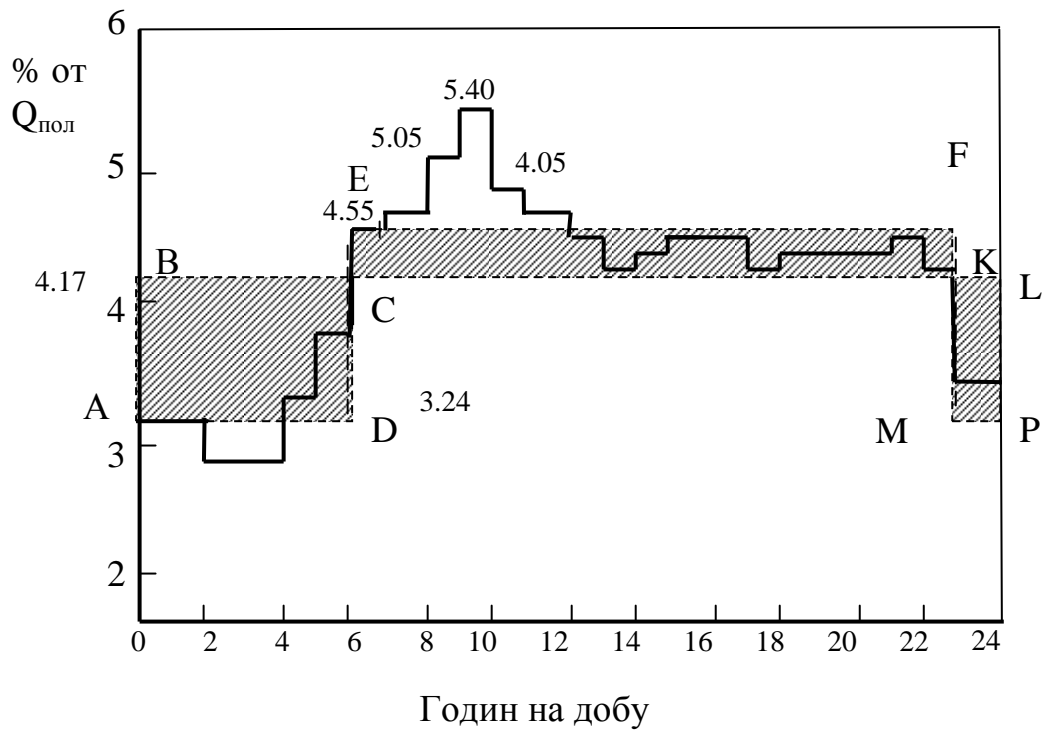


Рис. 8. – Графік водоспоживання.

Де  $Q_{пож}$  – витрата води для гасіння пожежі;

$Q_{макс}$  – сумарна витрата за 3год. найбільшого водоспоживання (приймається за графіком);

$Q_I$  – сумарна витрата води за 3год., що надходить від насосної станції I підйому в резервуар чистої води:

$$Q_{пож} = 2781 \text{ м}^3$$

$$\sum Q_{макс} = \frac{108000 \cdot 5,05 + 108000 \cdot 5,40 + 108000 \cdot 4,85}{100} = \frac{108000 \cdot 15,3}{100} = 16524 \text{ м}^3; \quad (13.5)$$

$$Q_I = \frac{108000 \times 4,17 \times 3}{100} = 13510,8 \text{ м}^3; \quad (13.6)$$

$$W_{пож} = 2781 + 16524 - 13510,8 = 5794,20 \text{ м}^3.$$

Запас води на промивання фільтрів слід передбачати з урахуванням двох промивань одного фільтра (п.6.97 [1]).

З розрахунку контактних освітлювачів (фільтрів) приймаємо витрату води для промивання одного контактного освітлювача 1080л/с і визначаємо об'єм води, необхідної для двох промивань:

$$1,080 \times 10 \times 60 \times 2 = 1296 \text{ м}^3.$$

Загальний об'єм резервуара чистої води

$$W_{pчв} = 7020 + 5794,20 + 1296 = 14110,2 \text{ м}^3.$$

Приймаємо три резервуари чистої води об'ємом 6000м<sup>3</sup> кожний, з розмірами: ширина – 36, довжина – 36, висота – 4,8м.

## **ДОДАТОК**

# КРЕСЛЕННЯ

## КОНТАКТНОГО ОСВІТЛЮВАЧА:

Деталь завантаження контактного освітлювача

Плани на відмітках 3,600; 0,200; -0,068

Розрізи 1-1; 2-2

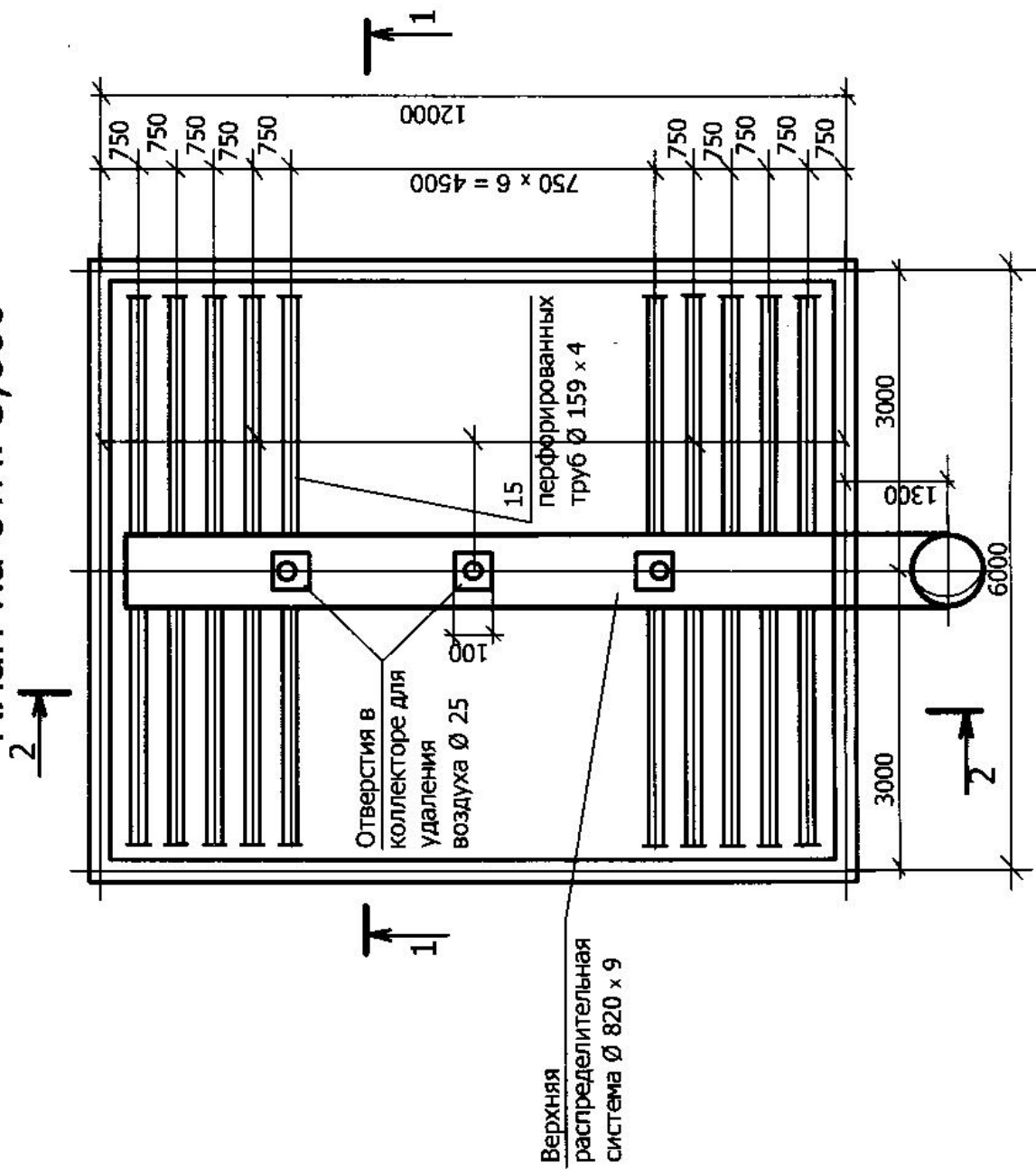
Вузли «А», «Б», «В»

# Деталь загрузки контактного осветлителя

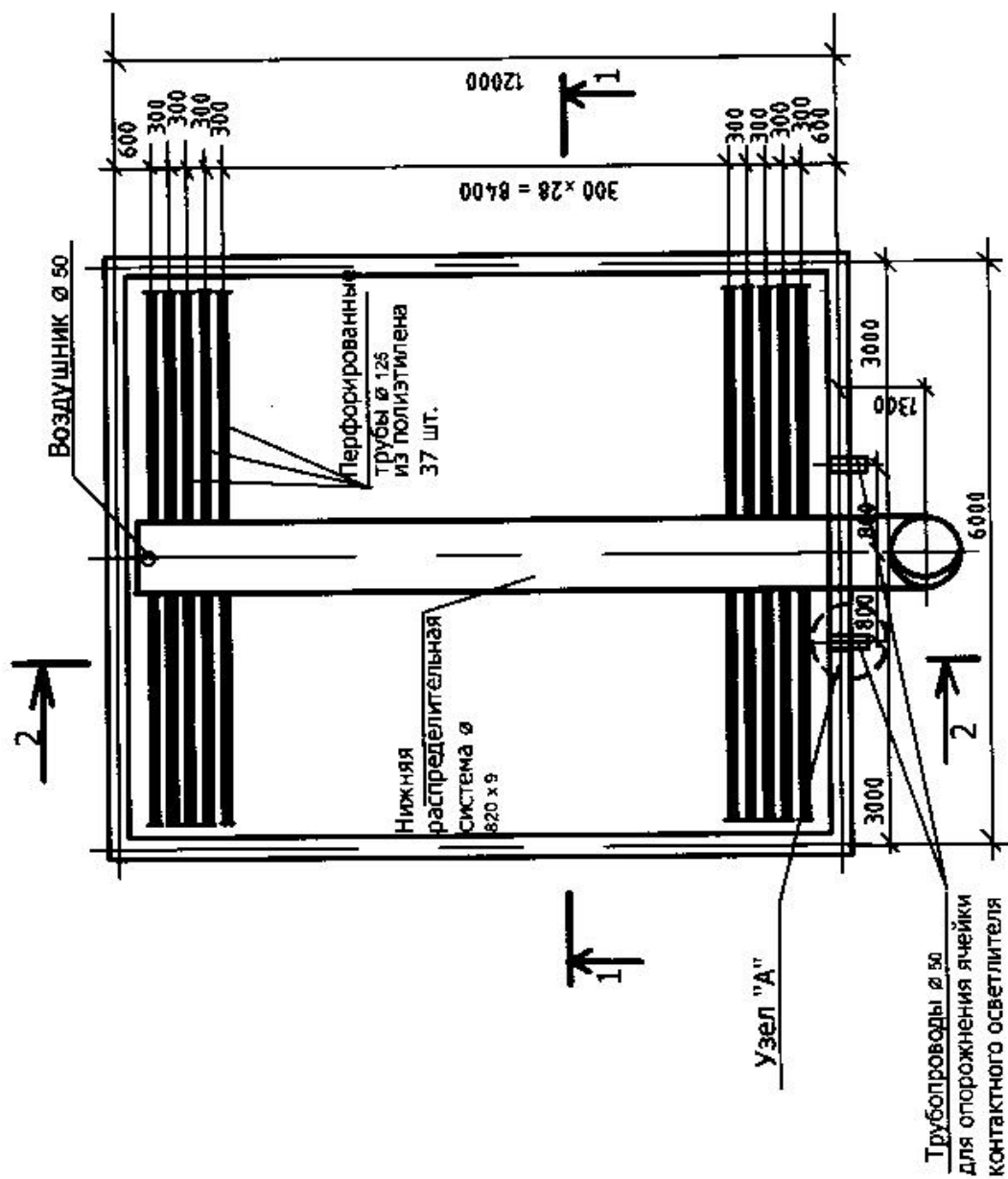
Наименование загрузки	Пределы крупности загрузки	Высота слоя
Песок	$d=0.7-4.0$	2000
<p>Воздушная распределительная система Ø 25</p> <p>Гравий</p> <p>Дренажная распределительная труба Ø 125</p>	5.0-10.0	100
	10.0-20.0	150
	20.0-40.0	550



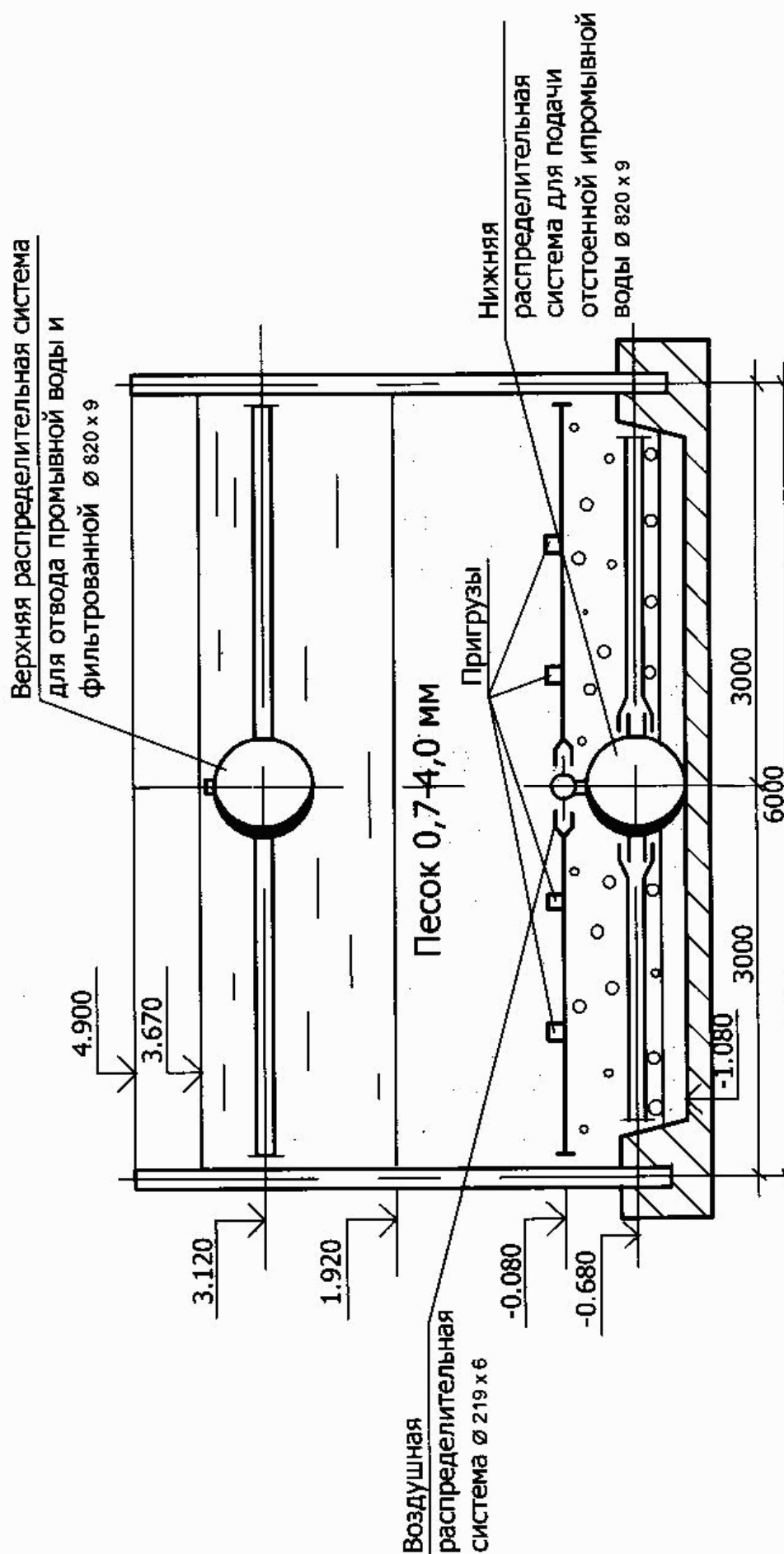
# План на отм. 3,600



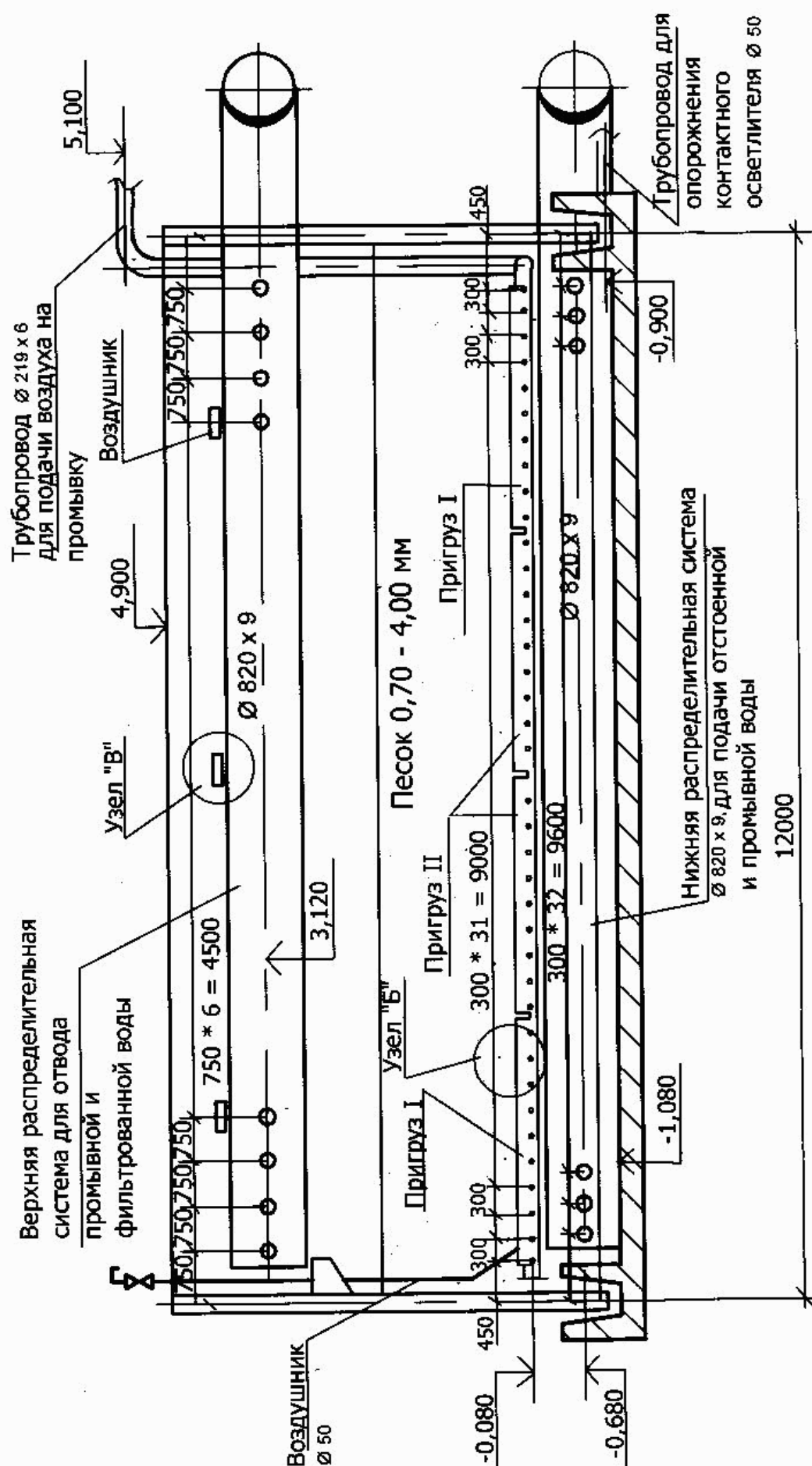
# План на отм. -0,068

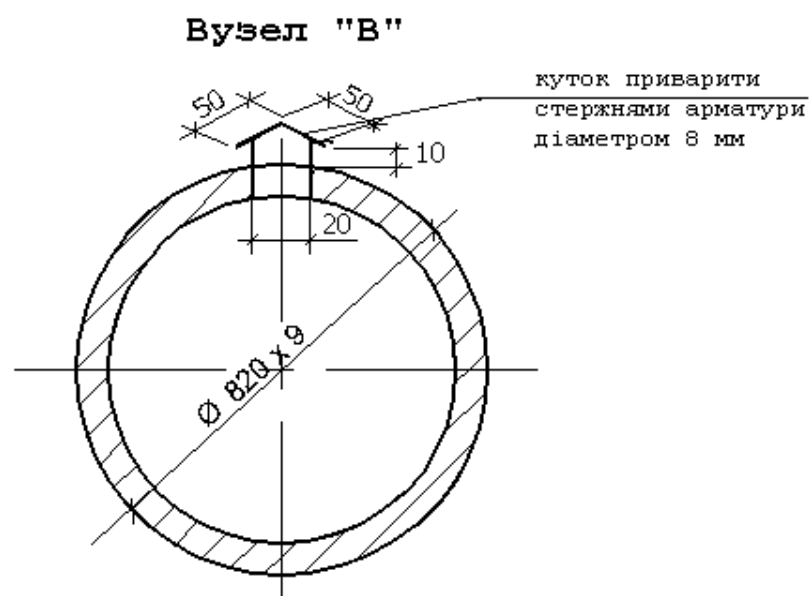
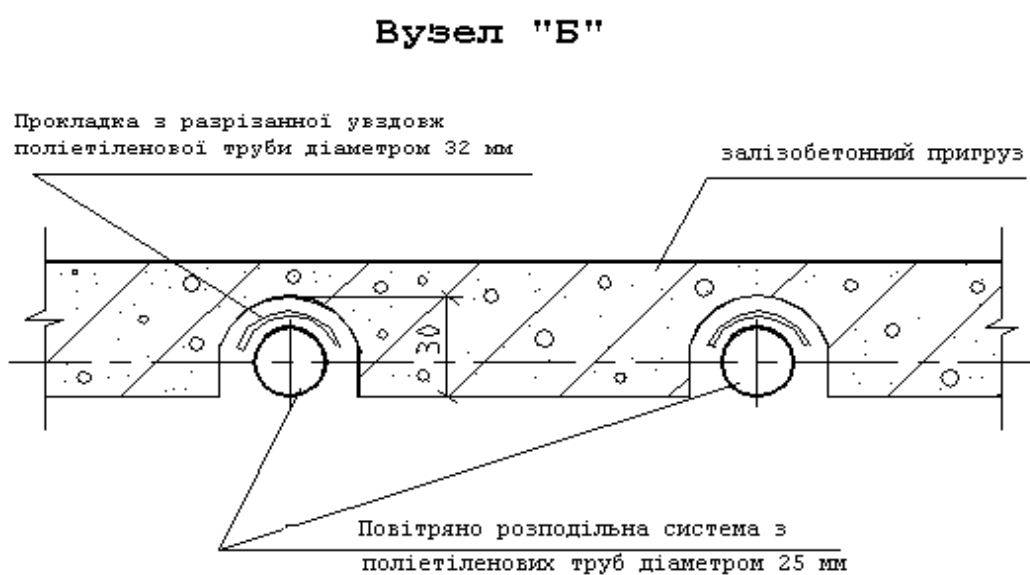
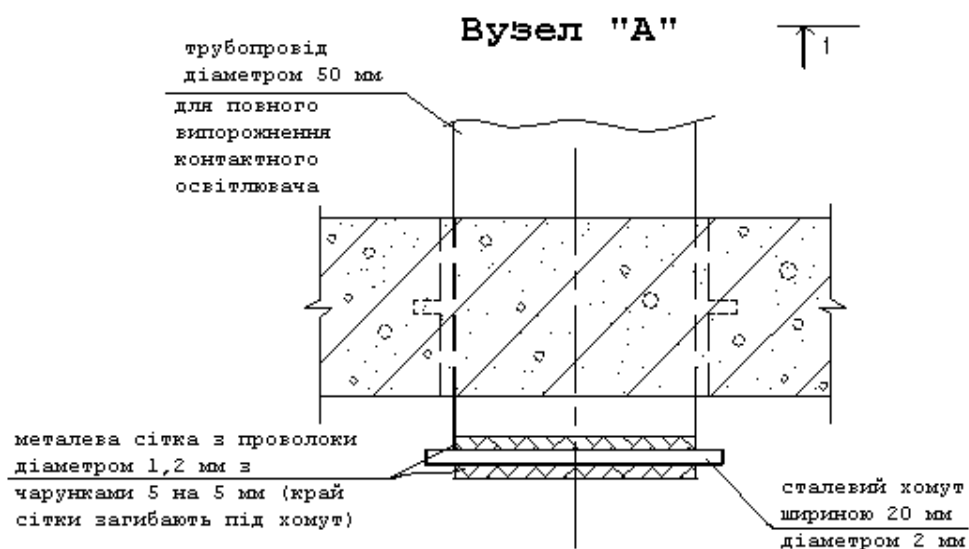


# Разрез 1 - 1



# Разрез 2 - 2





## СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ:

1. Строительные нормы и правила. Нормы проектирования. Водоснабжение. Наружные сети и сооружения (СНиП 2.04.02-84) – М.: Стройиздат, 1985. – 136с.
2. Москвитин А.С. и др. Оборудование водопроводно-канализационных сооружений: Справочник монтажника / Под ред. А.С. Москвитина. – М.: Стройиздат, 1979. – 430с.
3. Шевелев Ф.А. Шевелев А.Ф. Таблицы для гидравлического расчёта водопроводных труб: Справ. Пособие. – М.: Стройиздат, 1984,-116стр.
5. Кульский Л.А., Строкач П.П. Технология очистки природных вод. – К.: Вища школа, 1986, 325 с.
6. Справочник проектировщика. Водоснабжение населённых мест и промышленных предприятий / Под ред. И.А. Назарова. – М.: Стройиздат, 1977. – 288с.
7. Кожин В.Ф. Очистка питьевой и технической воды. Примеры и расчёты.- М.: Стройиздат, 1971. - 303с.
8. Кульский Л.А., Булова М.Н., Гороновский И.Т. и др. Проектирование и расчёт очистных сооружений водопроводов. - К.: Будівельник, 1972. – 424с.
9. Справочник химика-энергетика. Водоподготовка и водный режим парогенераторов./ Под ред. С.М. Гурвича. – М.: Энергия, 1972. Т.І. – 456с.
10. Курганов А.М., Фёдоров Н.Ф. Справочник по гидравлическим расчётам систем водоснабжения и канализации. – Л.: Стройиздат, 1978. – 424с.
11. Лукиных А.А., Лукиных Н.А. Таблицы для гидравлического расчёта канализационных сетей и дюкеров по формуле акад. Н.Н. Павловского. – М.: Стройиздат, 1974. – 159с.
12. Крамаренко Л.В. Технологія очистки природних вод. - Харків: ХНАМГ, 2007. – 144с.
13. Николадзе Г.И. технология очистки природных вод: Учеб.пособие для вузов. – М.: Высш. шк., 1987.-479 с.
14. Запольський А.К. Водопостачання, водовідведення та якість води. – К.: Вища школа, 2005. – 235с.
15. Справочник по свойствам и методам воды. /Под ред. Кульского Л.А. – К.: Наук. думка, 1980. – 1206 с.
16. ГсанПиН «Вода питьевая, гигиенические требования к качеству воды централизованного хозяйственно-питьевого водоснабжения».

## НАВЧАЛЬНЕ ВИДАННЯ

Методичні вказівки для виконання курсової роботи та проведення практичних занять з дисципліни «Технологія очистки водно-дисперсних систем» по модулю 1-**"Технологія очистки природних вод"** (для студентів 4 курсу усіх форм навчання напряму 0926 - «Водні ресурси» спеціальності 6.092600 - «Водопостачання та водовідведення»)

Укладач: Ірина Миколаївна Єріна

Редактор: М.З. Аляб'єв

Верстка: І.В.Волосожарова

План 2008, поз.329 М

---

Підп. до друку 14.03.2008	Формат 60*84 1/16	Папір офісний.
Друк на ризографі.	Ум. –друк. арк. 2,4	Обл.-друк. арк. 2,8
Тираж 50 прим.	Зам.. №	

---

61002, Харків, ХНАМГ, вул. Революції, 12

---

Сектор оперативної поліграфії ЦНІТ ХНАМГ  
61002, Харків, ХНАМГ, вул. Революції, 12